

TREBALL FI DE GRAU

Grau en Enginyeria Química

**SIMULACIÓ I ANÀLISI TECNOECONÒMICA I AMBIENTAL DE
LA REVALORITZACIÓ DE POLIPROPILÈ RESIDUAL
MITJANÇANT PIRÒLISI**



Memòria i Annexos

Autor:	Laura Mucha Czerwionka
Director:	Moisés Graells Sobre
Co-Director:	Ana Somoza Tornos
Convocatòria:	Octubre 2019

Resum

L'objectiu principal d'aquest treball es donar les primeres passes en el desenvolupament de noves alternatives per la revalorització del polipropilè mitjançant piròlisi a escala industrial.

Per fer-ho s'han analitzat tecno-econòmicament i ambientalment diferents processos de separació dels productes de la piròlisi del polipropilè per analitzar quin és el valor de la seva reutilització.

Els tres processos estudiats han sigut, el de separar completament els components dels productes de la piròlisi, separar-los parcialment i separar-los en fases per tal de estudiar el seu valor com a combustibles.

Per a avaluar la viabilitat tècnica i fer la simulació dels processos s'ha utilitzat el software Aspen Plus.

Per avaluar la viabilitat econòmica s'ha calculat el benefici anual de tots els processos mitjançant estimacions obtingudes de la literatura. El resultat ha sigut favorable en els tres casos, essent la venda total dels components la més rentable.

L'anàlisi de l'impacte ambiental analitza quin és l'impacte a la salut de les persones, els ecosistemes i sobre els recursos de la natura. També es compara l'impacte de la producció de propilè mitjançant aquests processos amb l'impacte de la seva producció mitjançant mètodes tradicionals. Aquesta comparació indica que el procés és més net que el tradicional.

Agraïments

Aquest humil projecte no hauria sigut possible sense la incansable ajuda que m'ha ofert l'Ana i per la motivació i ànims durant tots aquests mesos. També agrair a la resta de l'equip de CEPIMA pels recursos que m'han ofert desinteressadament.

Als meus pares, que sense ells no hagués pogut arribar mai a on soc.

Per últim, agrair a la Cris per portar-me de la mà en tots els grans viatges de la meva vida.

Índex de taules

Taula 1 Llistat de productes abans de la selecció	12
Taula 2 Components finals després de la selecció	13
Taula 3 Factors estequiomètrics	15
Taula 4 Especificacions simulació Heater 1	15
Taula 5 Especificacions simulació RSTOIC	15
Taula 6 Especificacions Cooler	17
Taula 7 Composició i caudal màssic dels productes GAS i OIL CAS 3	17
Taula 8 Especificacions del compressor	20
Taula 9 Especificacions per l'anàlisi de sensibilitat corrent GAS	20
Taula 10 Composició i caudal màssic dels productes gasos CAS1 i CAS2	20
Taula 11 Composició i caudal màssic dels productes líquids CAS1	21
Taula 12 Composició i caudal màssic dels productes líquids CAS2	22
Taula 13 Classificació d'estimacions segons AACE	23
Taula 14 CAS 1 Preu del forn, flash i compressor	25
Taula 15 CAS 1 Preu del tren de columnes	26
Taula 16 Preu de la columna 6	26
Taula 17 ISBL a EEUU al 2010 dels processos 1, 2 i 3	27

Taula 18 Índex CEPCI	27
Taula 19 Comparació ISBL al 2010 i 2018	27
Taula 20 Conversió €/ \$ 2003 i 2018 i Factor de localització	28
Taula 21 ISBL al 2018 pel Cas 1, 2 i 3	28
Taula 22 Cost capital Cas 1, 2 i 3	29
Taula 23 Especificació de RRHH	30
Taula 24 Cost RRHH	30
Taula 25 Preu PP residual	32
Taula 26 Cost horari dels serveis	32
Taula 27 Cost anual de producció variable	32
Taula 28 Cost anual de producció fix	33
Taula 29 Cost anual de producció	33
Taula 30 Ingressos anuals	37
Taula 31 Beneficis anuals	38
Taula 32 Especificacions SimaPro CAS1	42
Taula 33 Especificacions SimaPro CAS2	43
Taula 34 Especificacions SimaPro CAS3	43

Índex de figures

Figura 1 Anàlisi de sensibilitat per la selecció de la temperatura de treball del flash	18
Figura 2 Distribució del IBSL per seccions	29
Figura 3 Cost de producció CAS 1	34
Figura 4 Cost de producció CAS 2	34
Figura 5 Cost de producció CAS 1	35
Figura 6 Impacte ambiental del CAS 1	44
Figura 7 Impacte ambiental del CAS 2	45
Figura 8 Impacte ambiental del CAS 3	46
Figura 9 Comparació producció propilè al CAS 1 amb producció tradicional	47
Figura 10 Comparació producció propilè al CAS 2 amb producció tradicional	48

Índex

RESUM	I
AGRAÏMENTS	II
ÍNDEX DE TAULES	III
ÍNDEX DE FIGURES	V
1. INTRODUCCIÓ	9
1.1. Objectius del treball.....	9
1.2. Abast del treball.....	9
2. SIMULACIÓ	11
2.1. Introducció.....	11
2.2. Definició de l'alimentació i els productes	11
2.2.1. Alimentació	11
2.2.2. Productes	12
2.3. Propietats a l'Aspen Plus	13
2.4. Secció 1: Piròlisi.....	13
2.4.1. Càlcul de l'estequiometria de la reacció.....	13
2.4.2. RSTOIC.....	15
2.5. Secció 2: Separació	16
2.5.1. Unitat de separació flash	16
2.5.2. Tren de destil·lació.....	19
2.5.2.1. Corrent GAS	19
2.5.2.2. Corrent OIL	21
3. ANÀLISI ECONÒMIC	23
3.1. Capital total d'inversió.....	24
3.1.1. ISBL	24
3.1.1.1. Cas 1	25
3.1.1.2. Cas 2	26
3.1.1.3. Cas 3	27
3.1.1.4. Factors de temps i localització	27
3.1.2. OSBL	28
3.1.3. Resultats.....	29
3.2. Cost de producció	29

3.2.1.	Fix.....	30
3.2.1.1.	RRHH	30
3.2.1.2.	Manteniment	30
3.2.1.3.	Lloguer del terreny	31
3.2.1.4.	Assegurança.....	31
3.2.2.	Variable.....	31
3.2.2.1.	Matèria prima	31
3.2.2.2.	Serveis	32
3.2.3.	Resultats	32
3.3.	Ingressos.....	35
3.4.	Resultats.....	37
4.	ANÀLISI DE L'IMPACTE AMBIENTAL	39
4.1.	Objectiu i abast de l'anàlisi	39
4.2.	SimaPro. Especificacions.....	39
4.2.1.	Unitat funcional	40
4.2.2.	Inventari del LCA.....	40
4.2.3.	Metodologia de càlcul	40
4.2.4.	Especificacions.....	40
4.3.	Resultats	44
4.3.1.	Impacte ambiental del CAS1	44
4.3.2.	Impacte ambiental del CAS2	45
4.3.3.	Impacte ambiental del CAS3	45
4.4.	Comparatives	46
4.4.1.	CAS 1.....	46
4.4.2.	CAS 2.....	47
	CONCLUSIONS	49
	BIBLIOGRAFIA	51
	ANNEX A ESTIMACIÓ I NORMALITZACIÓ DE PRODUCTES DE PIRÒLISI	53
	ANNEX B CÀLCUL DE L'ESTEQUIOMETRIA DE LA REACCIÓ	54
	ANNEX C CÀLCUL DE LES ESPECIFICACIONS DEL TREN DE COLUMNES	55
C1.	Underwood corrent GAS.....	55
C2.	Underwood corrent OIL.....	56
C3.	Especificacions DSTWU.....	57

C4. Especificacions RADFRAC	57
ANNEX D FLOWSHEET I BALANÇ ENERGÈTIC I MÀSSIC	59
D1. FLOWSHEET CAS 1	59
D2. BALANÇ DE MASSA I ENERGIA CAS 1	60
D3. FLOWSHEET CAS 2	64
D4. BALANÇ DE MASSA I ENERGIA CAS 2	65
D5. FLOWSHEET CAS 3	69
D6. BALANÇ DE MASSA I ENERGIA CAS 3	70
ANNEX E ESTIMACIÓ DE COST D'EQUIPAMENT	73
E1. Factor de correlació i factors de Hand, càlcul preu d'equipament i instal·lació ..	73
E2. Especificacions dels equipaments pel càlcul	74
E3. Càlcul de les especificacions	75
ANNEX F ESTIMACIÓ DE COST D'OPERACIÓ	76
F1. Cost del serveis	76
ANNEX G ESTIMACIÓ D'INGRESSOS	78
G1. Preu i LHV dels combustibles tradicionals.....	78
G2. Guanys CAS 1, CAS 2 i CAS 3	78
ANNEX H GRÀFICS ANÀLISI ECONÒMIC	80
H1. CAS 1	80
H2. CAS 2	81
H3. CAS 3	82
ANNEX I GRÀFICS ANÀLISI AMBIENTAL	83
I1. CAS 1	83
I2. CAS 2	84
I3. CAS 3	85

1. Introducció

1.1. Objectius del treball

La piròlisi des de fa molts anys s'utilitza per tal de reduir la càrrega de plàstics residuals mitjançant la seva destrucció o la seva revalorització mitjançant el seu poder calorífic.

Des de fa temps s'està intentant trobar la manera per tal de tancar el cicle dels residus més habituals i més abundants del planeta, un d'ells, el PP (Polipropilè).

Mitjançant aquest projecte es vol contribuir a la investigació de possibles alternatives per tancar el cicle de vida del polipropilè a escala industrial i per tant, té com a objectiu analitzar la revalorització del PP mitjançant la piròlisi. Més detalladament, es vol comparar la viabilitat de produir monòmers i altres components orgànics amb utilitzar els productes de la piròlisi com a combustibles (gasosos i líquids).

Per tal de fer-ho s'han definit els següents objectius:

- Simular el procés de piròlisi del PP i els diferents processos de separació dels productes de la piròlisi.
- Analitzar tecno-econòmicament les 3 alternatives de revalorització.
- Valorar l'impacte mediambiental dels processos i comparar-lo amb el de la producció dels components finals per mètodes tradicionals.
- Decidir quina de les alternatives és la més adient avaluant en conjunt la viabilitat tècnica, econòmica i el grau d'impacte sobre el medi ambient.
- Proposar les següents passes a realitzar en aquest àmbit.

1.2. Abast del treball

Es pretén donar les primeres estimacions de la viabilitat de produir monòmers i altres components orgànics a partir de la piròlisi de PP a escala industrial a partir de la literatura disponible on s'han realitzat experiments a nivell laboratori per detectar els diferents productes que es produeixen.

El projecte amb les especificacions d'un cas base de les següents magnituds:

- Planta de mida mitjana-alta.
- Situada a Alemanya.
- Treballa 330 dies al any, les 24h.

2. Simulació

2.1. Introducció

En aquest apartat es procedirà a analitzar el disseny i la simulació de tres processos diferents:

- Procés de piròlisi de PP per a la venta de tots els components dels productes de la piròlisi
- Procés de piròlisi de PP per a la venta de part dels components dels productes i l'altre part en forma de combustible
- Procés de piròlisi del PP per a la venta dels productes en forma de combustible

Per a la definició dels productes de sortida de la unitat de piròlisi s'ha tingut com a referència bibliografia estudis experimentals de piròlisi de PP a diferents temperatures on s'analitzaven els productes resultants (1)–(14).

Per tal de fer aquesta simulació s'ha utilitzat el programari Aspen Plus que ofereix eines i mètodes específics per tal de simular processos amb polímers.

2.2. Definició de l'alimentació i els productes

2.2.1. Alimentació

El primer pas per a la simulació dels processos és definir quina és l'entrada de matèria prima de la que disposem. En aquest cas és un polímer, el PP, que és la concatenació de molts segments del monòmer propilè. Aquest component no es troba caracteritzat al Aspen i per tant per poder treballar amb ell s'ha d'introduir manualment les seves característiques.

Per tal de fer-ho s'ha optat per formar el polímer amb una cadena de 10 segments del radical propilè i tractar el PP com un oligòmer format per 10 segments de propilè.

L'alimentació es tracta de PP que prové d'abocaments o d'altres indústries que se'n volen desfer, malgrat això, per no complicar l'estudi d'aquest projecte s'estimarà que el PP obtingut és pur i no presenta tracs d'altres materials. S'introduirà a la planta a un cabal de 6000kg/h, ja que es tracta d'una planta de processament gran per a que el cost del capital es pugui diluir amb els beneficis obtinguts.

Aquesta alimentació serà anàloga als tres casos que s'estudiaran.

2.2.2. Productes

Finalment s'ha escollit dur a terme la simulació del procés de piròlisi esmentat a (6) a una temperatura de 760°C, ja que en aquest article s'esmenten concretament quins són els productes de la piròlisi, en quina quantitat es troben i el percentatge de matèria sòlida o matèria no pirolitzada és inferior al 2%. Els productes originals del article es poden trobar a l'Annex A Estimació i normalització de productes de piròlisi, així com la transformació i normalització posterior dels productes ja que per tal de no complicar el procés es van simplificar els productes a aquells més abundants i eliminant el residu sòlid.

Taula 1 Llistat de productes abans de la selecció

Llistat de Productes	w (%)
Hydrogen	0,72
Methane	29,02
Ethane	4,72
Ethene	14,31
Propene	4,98
Cyclopentadiene	0,82
Benzene	24,89
Toluene	10,29
Styrene	1,59
Indane, indene	1,00
Naphthalene	5,27
Methyl naphthalene	0,90
Phenanthrene/anthracene	1,48

A la Taula 1 apareix el llistat de productes, dels quals es farà una selecció per tal de que només en quedin 5 o 6. Aquesta selecció es farà comparant el preu de venda i la seva abundància al mercat ja que es dona per fet que contra més usual sigui el component, més mercat n'hi haurà i més fiable serà l'estimació de que tot el que es produeix serà venut.

A més, es fa un primer anàlisi preliminar en com haurà de ser la separació posterior dels components mitjançant els seus punts d'ebullició normal per estimar en quina columna s'haurà de separar i quins seran els seus components adjacents. Aquest anàlisi es pot trobar a l'Annex A Estimació i normalització de productes de piròlisi.

Finalment es decideix tenir com a productes de la piròlisi els components esmentats a la Taula 2, es decideix agafar el metà, etilè, benzè i toluè ja que suposen gran part del producte final. En el cas de l'età, propilè i naftalè, el seu contingut encara que més baix es ven a un preu més mitjanament alt. I per últim, es planteja si deixar l'estirè com a producte o no ja que la seva quantitat és molt baixa però el seu preu és substancialment més alt que els altres però s'ha d'analitzar si el cost que suposa la

instal·lació d'una columna extra per al seva separació serà amortitzada per la poca quantitat d'estirè que es destil·li. Per aquest motiu es decideix que un dels casos serà la separació de tots els components menys la del naftalè i estirè (i posterior venda de la mescla com a combustible) i la venda de tots els components per separat.

Taula 2 Components finals després de la selecció

Component	Mas quantity %	Price 2018 €/kg	Bulk Chemical	Boiling point (°C)
Methane	29,02	0,2914		-161,4955
Ethylene	14,31	0,8282	✓	-103,7498
Ethane	4,72	0,2784		-88,6055
Propylene	4,98	0,8492	✓	-47,555
Benzene	24,89	0,7234		80,0694
Toluene	10,29	0,6290	✓	110,5798
Styrene	1,59	1,1427	✓	145,273
Naphthalene	5,27	0,4718		217,9809

Per últim, es vol també analitzar si el procés de separació aporta valor econòmic al procés (venta dels components vs venda dels combustibles) així com el valor del impacte mediambiental que es redueix produint productes de consum mitjançant el reciclatge del PP en comptes de la seva producció per medis tradicionals.

2.3. Propietats a l'Aspen Plus

Després de definir els components que s'utilitzaran al Aspen (tant alimentació com productes), s'ha de definir el paquet de propietats físiques que s'empraran durant tots els processos que es portin a terme en la simulació.

Per aquesta simulació s'ha escollit el paquet termodinàmic POLYNRTL.

2.4. Secció 1: Piròlisi

La simulació de la piròlisi es fa mitjançant un reactor de conversió on s'especifica que la conversió es del 100% ja que, com s'ha comentat abans, es dona per fet que no queda material sense prioritzar ni es produeixen productes sòlids.

2.4.1. Càlcul de l'estequiometria de la reacció

Per tal de calcular l'estequiometria de la reacció s'utilitza l'eina *Solver* del programari Microsoft Excel que minimitzarà l'error entre la composició massica final calculada amb la composició massica i la calculada amb l'estequiometria (Equació 4).

Com a graus de llibertat es tenen els factors estequiomètrics dels productes, en el cas del PP, el factor estequiomètric es fixa a (-1), els mols inicials es marquen com a 0 en tots els productes i 1 en el cas de l'alimentació (el PP).

Per calcular la variació de mols a la reacció s'utilitza l'Equació 1.

Equació 1

$$\Delta n = \frac{-E_n}{E_o} \cdot \Delta n_o \cdot c$$

on,

Δn_n = variació de mols del producte n

$-E_n$ = estequiometria del producte n

E_o = estequiometria del reactiu

Δn_o = variació de mols del reactiu

c = conversió de la reacció

Després de tenir la variació es pot calcular els mols finals, el seu pes i finalment, la fracció massica final dels productes de la reacció (l'Equació 2 i Equació 3)

Equació 2

$$n_f = n^o - \Delta n$$

on,

n_f = mols finals

n_o = mols inicials

Equació 3

$$m = n_f \cdot MW$$

on,

m = massa (g)

MW = massa molecular (g/mol)

Equació 4

$$\varepsilon = (w_s - w_t)^2$$

on,

w_s = fracció massica al paper

w_t = fracció massica estequiomètricament

ε = error quadràtic

Com a restriccions s'han posat:

- Els factors estequiomètrics han d'estar entre 0 i 20
- La suma de àtoms de carboni i hidrògens (C i H) calculats pel mètode estequiomètric ha de ser igual a la suma d'àtoms de carboni i hidrògens calculats amb les dades

Els càlculs poden trobar-se a l'Annex B Càlcul de l'estequiometria de la reacció. Els factors estequiomètrics finals es poden trobar a la Taula 3.

Taula 3 Factors estequiomètrics

Component	Esteq.
PP	-1,00
Methane	7,79
Ethane	0,62
Ethylene	2,25
Propene	0,52
Benzene	1,44
Toluene	0,51
Styrene	0,09
Naphthalene	0,20

2.4.2. RSTOIC

A l'Aspen, per tal de simular la piròlisi i la conversió de reactius a productes s'utilitzen un Heater i un reactor RSTOIC amb les especificacions de la Taula 4 i la Taula 5.

Taula 4 Especificacions simulació Heater 1

Temperatura IN (°C)	760
Temperatura OUT (°C)	760
Pressió (bar)	1
Q (kW)	3696,2629

Taula 5 Especificacions simulació RSTOIC

Conversió	100%
Temperatura (°C)	760
Pressió (bar)	1

2.5. Secció 2: Separació

L'objectiu d'aquesta secció és obtenir els productes desitjats en cadascun dels casos. Més específicament s'han marcat com a KPI, que els productes que es vinguin com a components tinguin una puresa del 95%.

- CAS 1: S'obtenen els productes de metà, etilè,età, propilè, benzè, toluè i un combustible mescla de estirè i naftalè.
- CAS 2: S'obtenen els productes de metà, etilè,età, propilè, benzè, toluè, estirè i naftalè.
- CAS3 : S'obtenen combustible gas i líquid.

Aquesta secció està subdividida en tres unitats:

- Unitat de separació Flash
- Tren de destil·lació

El corrent sortint de la piròlisi (mescla de líquid i gas) es separa mitjançant una separació flash que separa ambdues fases per tal de facilitar la seva separació mitjançant les columnes de destil·lació. Aquesta decisió s'ha pres donat que els punts d'ebullició a pressió atmosfèrica entre el propilè i el benzè eren suficient diferents (-47,55 i 80,07 °C respectivament) per garantir una bona separació de fases.

2.5.1. Unitat de separació flash

Aquesta unitat s'inicia amb una primera etapa de refredament del corrent mitjançant un cooler per arribar a la temperatura de flash (aquella que ens ofereix la millor separació per fases). Per tal de decidir aquesta temperatura s'ha procedit a fer un anàlisi de sensibilitat de la unitat flash amb la temperatura d'entrada al flash i la composició del propilè i el benzè al corrent gasos.

L'objectiu és garantir la millor separació i per fer-ho es busca la temperatura en la que la composició del propilè sigui màxima i la del benzè mínima.

La variable de temperatura s'ha definit en rang des de -48°C fins a 80°C en un increment de 2°C per marca. Els resultats es poden trobar a la Figura 1.

Es decideix utilitzar una temperatura de -40°C per la separació flash ja que malgrat a temperatures més baixes el benzè té una composició més baixa, també la composició de propilè es menor.

Les especificacions del cooler i les composicions a la sortida del flash a la Taula 6 i Taula 7.

Taula 6 Especificacions Cooler

Temperatura IN (°C)	760
Temperatura OUT (°C)	-43
Pressió (bar)	1
Q (kW)	3696,2629

Taula 7 Composició i caudal màssic dels productes GAS i OIL CAS 3

		GAS	OIL
Composició	Metà	0,555	0,004
	Etilè	0,277	0,006
	Età	0,080	0,003
	Propilè	0,082	0,016
	Benzè	0,005	0,560
	Toluè	3,36E-04	0,237
	Estirè	5,54E-06	0,045
	Naftalè	4,97E-07	0,129
	Caudal màssic (kg/h)	3173,85	2826,15
	Metà	1763,06	10,08
	Etilè	878,73	17,76
	Età	254,75	8,95
	Propilè	261,48	46,49
	Benzè	14,74	1581,58
	Toluè	1,07	669,21
	Estirè	0,02	126,38
	Naftalè	0,00	365,71

En el cas 3, el procés de separació acaba aquí i no es procedeix a fer cap altre separació de components. Els productes finals són els corrents de sortida d'aquesta unitat, mentre que en el cas 1 i 2, els components dels corrents de sortida es tornen a separar mitjançant un tren de destil·lació, detallat a continuació.

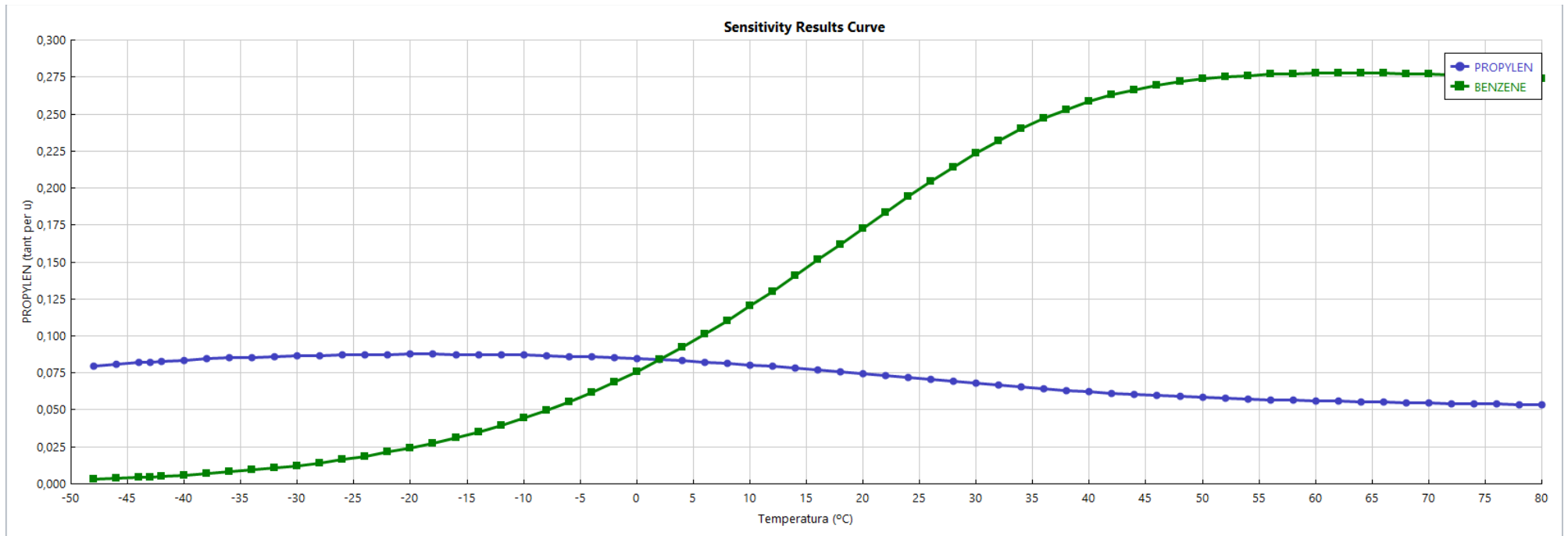


Figura 1 Anàlisi de sensibilitat per la selecció de la temperatura de treball del flash

2.5.2. Tren de destil·lació

En primer lloc, per dur a terme aquesta part de la simulació s'ha calculat primerament quina seria la seqüència de destil·lació més òptima, per fer-ho s'ha utilitzat el mètode d'Underwood (15) que es basa en el càlcul del vapor extra necessari per a la destil·lació de totes les possibles seqüències de destil·lació (en aquest cas, 5 tant pel corrent gasos com el corrent líquid). Es poden trobar els càlculs realitzats a l'Annex C Càlcul de les especificacions del tren de columnes

En ambdós casos el resultat del mètode indica que la millor seqüència era la directe (separar els components segons la seva volatilitat, de més a menys).

- Corrent gasos
 - CAS 1 i 2: 3 columnes
- Corrent líquid
 - CAS 1: 2 columnes
 - CAS 2: 3 columnes

Per decidir algunes de les especificacions de la columna i una primera aproximació a com podria treballar la columna amb els resultats que es volen obtenir, es fa una recerca bibliogràfica i es determina que les columnes que separen components gasos (tren de destil·lació del corrent GAS) treballaran a una pressió de 20 bar (16)–(18) i en canvi les columnes que separen components líquids (tren de destil·lació del corrent OIL) treballaran a pressió d'1 bar (18)–(20)

En segon lloc, s'utilitza el bloc de l'Aspen DSTWU que ens permet calcular el número d'etapes necessàries d'una columna especificant la recuperació del component lleuger (LK) i el component pesat (HK). Aquest bloc utilitza el model Winn-Underwood-Gilliland que et permet calcular la relació de reflux i número d'etapes necessàries per una recuperació de components específica.

Com a paràmetre per calcular el reflux de les columnes s'ha utilitzant una relació R/R_{min} de 1,2 (21). Es poden observar els resultats dels blocs DSTWU a l'Annex C.

Una vegada ja calculats els plats necessaris per la separació de tots els components, el plat d'alimentació i la resta de les especificacions, es simula la separació mitjançant la columna RADFRAC.

2.5.2.1. Corrent GAS

Al haver una variació de pressió de treball d'1 bar a 20 bar, es col·loca un compressor a l'entrada de la columna 1. Aquest compressor, incrementa la pressió i tanmateix, incrementa la temperatura del

corrent de -43°C fins a 214°C . Les especificacions del compressor es poden trobar a la Taula 8 Especificacions del compressor

Taula 8 Especificacions del compressor

Tipus de compressor	Isentròpic
Increment de pressió (bar)	19
Temperatura d'entrada ($^{\circ}\text{C}$)	-43
Temperatura de sortida ($^{\circ}\text{C}$)	214

Al no haver més canvis de pressió durant la resta de la unitat de separació, no es precisen més compressors o turbines.

S'introdueixen les especificacions obtingudes al DSTWU a les especificacions del RADFRAC. Al ser un mètode més rigorós, es torna a fer un estudi de sensibilitat mitjançant la funció Vary on s'especifica l'interval i les variables que es poden modificar:

- Rati de destil·lat front a l'alimentació
- Relació de reflux

Com a especificacions de disseny es faran servir:

- Puresa en massa del producte a destil·lat per caps
- Recuperació en massa del producte destil·lat per caps

Les especificacions que s'han utilitzat per l'anàlisi de sensibilitat es troben a la Taula 9.

Taula 9 Especificacions per l'anàlisi de sensibilitat corrent GAS

	Design specs				Vary	
	Mass purity	Component	Mass recovery	Component	Distillate to feed ratio	Molar reflux ratio
COL1	0,999	Metà	0,999	Metà	0,001 to 1	0 to 15
COL2	0,997	Etilè	0,9995	Etilè	0,001 to 1	0 to 10
COL3	0,997	Età	0,999	Età	0,001 to 1	0 to 15

Els resultats de l'anàlisi s'introdueixen als valors de disseny de les columnes RADFRAC (veure l'Annex C) i els productes finals són els que es mostren a la Taula 10

Taula 10 Composició i caudal màssic dels productes gasos CAS1 i CAS2

		Methane	Ethylene	Ethane	Propylene
Composició	Metà	0,999	2,01E-03	0	0
	Etilè	9,92E-04	0,997	0	0
	Età	8,22E-06	9,95E-04	0,002	2,80E-08
	Propilè	0	0	0,997	0,001
	Benzè	0	0	0,001	0,942

	Toluè	0	0	0	0,053
	Estirè	0	0	0	0,004
	Naftalè	0	0	0	6,34E-05
Caudal màssic (kg/h)	Total	1763,06	879,18	254,37	277,24
	Metà	1761,29	1,76	0,00	0,00
	Etilè	1,75	876,55	0,44	0,00
	Età	0,01	0,87	253,61	0,25
	Propilè	0,00	0,00	0,32	261,15
	Benzè	0,00	0,00	0,00	14,74
	Toluè	0,00	0,00	0,00	1,07
	Estirè	0,00	0,00	0,00	0,02
	Naftalè	0,00	0,00	0,00	0,00

2.5.2.2. Corrent OIL

Es procedeix de la mateixa manera que en el cas del corrent GAS però sense haver d'utilitzar cap compressor ja que la pressió de treball és la mateixa que la del corrent que surt de la unitat de flash.

Les especificacions per l'anàlisi de sensibilitat es troben a la Taula 9 i els productes finals a la Taula 11 i Taula 12.

Taula 11 Composició i caudal màssic dels productes líquids CAS1

		Benzè	Toluè	Estirè-Naftalè
Composició	Metà	0,006	0	0
	Etilè	0,011	0	0
	Età	0,005	0	0
	Propilè	0,028	0	0
	Benzè	0,949	0,023	3,10E-10
	Toluè	5,25E-04	0,976	0,005
	Estirè	0	8,81E-04	0,994
	Naftalè	2,02E-37	0	7,13E-04
Caudal màssic (kg/h)	Total	1649,91	1649,91	498,31
	Metà	10,08	10,08	0,00
	Etilè	17,76	17,76	0,00
	Età	8,95	8,95	0,00
	Propilè	46,49	46,49	0,00
	Benzè	1565,76	1565,76	0,00
	Toluè	0,87	0,87	6,68
	Estirè	0,00	0,00	125,92
	Naftalè	0,00	0,00	365,71

Taula 12 Composició i caudal màssic dels productes líquids CAS2

		Benzè	Toluè	Estirè	Naftalè
Composició	Metà	0,006	0	0	0
	Etilè	0,011	0	0	0
	Età	0,005	0	0	0
	Propilè	0,028	0	0	0
	Benzè	0,949	0,023	3,10E-10	1,60E-19
	Toluè	5,25E-04	0,976	0,005	1,17E-09
	Estirè	0	8,81E-04	0,994	3,44E-04
	Naftalè	2,02E-37	0	7,13E-04	1,000
Caudal màssic (kg/h)	Total	1649,91	1649,91	684,09	365,74
	Metà	10,08	10,08	0,00	0,00
	Etilè	17,76	17,76	0,00	0,00
	Età	8,95	8,95	0,00	0,00
	Propilè	46,49	46,49	0,00	0,00
	Benzè	1565,76	1565,76	15,82	0,00
	Toluè	0,87	0,87	667,67	0,00
	Estirè	0,00	0,00	0,60	0,13
	Naftalè	0,00	0,00	0,00	365,62

Els balanços d'energia i massa es poden trobar a l'Annex D.

3. Anàlisi econòmic

Un dels aspectes més importants al tenir en compte un procés o un altre de producció de components o combustibles és el cost que suposa i els beneficis que es podran treure d'ell, ja que en cas que el procés no obtingui suficients beneficis com per a sufragar el cost de la seva producció, aquest procés no serà viable econòmicament i no es podrà implantar a la indústria.

Seguint els criteris de l'AACE (Association for the Advancement of Cost Estimating International) és possible fer una estimació del cost de producció amb un cert marge d'error depenent de lo detallat que sigui l'anàlisi; contra més alt sigui el detall de l'estimació, menys error hi haurà en la seva estimació (15)

Taula 13 Classificació d'estimacions segons AACE

Estimació	Temps de dedicació	Error
Ordre de magnitud	Molt ràpid	$\pm 30-50\%$
Preliminar	Ràpid	$\pm 30\%$
Definitiu	Mig	$\pm 10-15\%$
Detallat	Lent	$\pm 5-10\%$

Característiques principals de cada estimació:

- **Ordre de magnitud:** Es basa en l'estimació del procés en base a altres processos similars. S'utilitza en estudis de viabilitat econòmica.
- **Preliminar:** Es tenen en compte estimacions d'equips i dimensionat, així com el cost d'instal·lació i condicionament i de la matèria prima, etc. Al no especificar exactament els models dels equipaments, l'origen de les matèries primes, etc. s'utilitza per fer eleccions entre diferents dissenys alternatius del mateix procés.
- **Definitiu:** Combina el l'estimació preliminar amb el càlcul de l'equipament secundari (com tubs, electricitat, instrumentació), a més d'un estudi de la localització i del condicionament de la planta a la localització a nivell d'infraestructura.
- **Detallat:** S'especifica la qualitat de tot l'equipament i materials, la marca i model, el disseny és el final i es tenen en compte possibles descomptes de proveïdors, impostos, taxes, etc.

En aquest projecte, ens centrarem en confeccionar una estimació preliminar del cost de les tres alternatives ja que la finalitat es comparar els tres processos pel tractament del PP i per tant, aquest anàlisi tindrà un marge del $\pm 30\%$ d'error.

Dintre d'aquest anàlisi es tindran en compte:

- Capital total d'inversió: Inclou el cost d'instal·lació de la planta
- Cost total de producció: Inclou el cost de la matèria prima, els serveis i la mà d'obra
- Guany: Estimació dels beneficis obtinguts si es vengués tota la producció produïda

3.1. Capital total d'inversió

Al capital total d'inversió s'inclou l'estimació dels costos de l'adquisició d'equips, d'equips auxiliars (com bombes, tubs, etc.), la instal·lació, així com qualsevol instal·lació d'infraestructura addicional fora de la planta (condicionament de carreteres, subestacions elèctriques, etc.).

Aquesta està dividida entre l'ISBL (cost de la planta en sí) i el OBSL (cost del condicionament de les infraestructures necessàries per a la posada en marxa de la planta).

3.1.1. ISBL

Es poden trobar diferents mètodes per l'estimació del cost del equipament necessari per la planta, un d'ells és la utilització de factors de correlació (veure l'Annex E).

Aquests factors s'utilitzen en l'Equació 5.

Equació 5

$$C_e = a + b \cdot S^n$$

on,

C_e = cost de l'equipament a la Costa del Golf a Estats Units, al gener 2010

a, b = constants depenent del tipus d'equipament

S = paràmetre de mida

n = exponent per cada tipus d'equipament

A més, del cost d'equipament s'ha de tenir en compte el cost d'instal·lació, per tal d'estimar-lo es fa servir el mètode detallat factorial utilitzant els Factors d'instal·lació proposats per Hand al 1958 (veure l'Annex E i l'Equació 6).

Equació 6

$$C = F \cdot C_e$$

on,

C = cost d'equipament i instal·lació

F = factor detallat d'instal·lació de Hand (1958)

Els càlculs realitzats i els factors utilitzats es poden trobar a l'Annex E. A continuació es detallen els resultats de cada cas.

3.1.1.1. Cas 1

Com que la simulació no reflexa fidelment els equips que seran necessaris per la realització del procés a nivell industrial, no s'ha tingut en compte el cost del reactor (ja que s'utilitza un forn de piròlisi). Les especificacions es poden trobar a l'Annex E Estimació de cost d'equipament.

Pel càlcul de l'espessor de les parets de la torre de destil·lació s'ha utilitzat l'Equació 7.

Equació 7

$$T(m) = \frac{P_i \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 1,2 \cdot P_i}$$

on,

Pi = pressió de disseny de la columna (10% més que la pressió de treball)

Di = diàmetre interior

S = Estrès acceptat per la columna

E = Tipus de soldadura

En cas que l'espessor sigui menor al mínim necessari (15), aquest serà substituït pel mínim que depèn del diàmetre del tanc, la taula d'aquesta relació es pot trobar a l'Annex E Estimació de cost d'equipament.

A continuació es detallen el resultat dels costos en el cas 1:

Taula 14 CAS 1 Preu del forn, flash i compressor

		Preu per component	Preu per unitat
Unitat de piròlisi	FURNANCE	975.076,13 €	975.076,13 €
Unitat Flash	COOLER	116.666,85 €	198.972,26 €
	FLASH	82.305,42 €	
Compressor	COMPRESOR	3.478.447,88 €	3.478.447,88 €

Taula 15 CAS 1 Preu del tren de columnes

Tren de columnes	COLUMNA 1	COLUMNA 2	COLUMNA 3	COLUMNA 4	COLUMNA 5
TOWER	235.884,73 €	118.228,37 €	118.228,37 €	172.983,67 €	103.381,19 €
TRAYS	33.365,41 €	55.845,14 €	24.353,90 €	54.635,17 €	21.149,44 €
COND	-	100.995,45 €	100.995,45 €	102.256,85 €	100.995,45 €
REB	112.620,60 €	112.620,60 €	112.620,60 €	121.205,71 €	120.593,86 €
PUMP	39.625,55 €	32.510,64 €	32.510,64 €	32.843,30 €	32.525,73 €
Preu	421.496,29 €	420.200,19 €	388.708,95 €	483.924,70 €	378.645,67 €
Preu total					2.092.975,80 €

En el cas del tren de columnes (

Taula 15 CAS 1 Preu del tren de columnes), el seu cost està dividit entre la torre en sí, el preu per plat (calculat mitjançant els factors de correlació) i multiplicat pel número de plats (excloent el condensador i reboiler), el condensador, el reboiler i la bomba de reflux.

En especial s'ha de comentar que el compressor es la unitat més cara ja que s'ha de comprimir el corrent des d'1 bar fins a 20 bar.

D'entre les columnes la 4 ha sigut la que ha necessitat més plats (directament relacionat amb el cost de la columna al haver de ser més alta) i un condensador més potent cosa que fa encarir el preu total de la columna.

3.1.1.2. Cas 2

En el segon cas ens trobem un procés exactament igual al del cas 1 amb la diferencia de l'addició d'una sisena columna que separa l'estirè del naftalè que surten de la columna 5. Per tant al cost total del procés s'ha de sumar el preu de la columna 6.

Taula 16 Preu de la columna 6

	COLUMNA 6
TOWER	82.305,32 €
TRAYS	51.726,28 €
COND	100.995,45 €
REB	112.620,60 €
PUMP	39.603,13 €
Preu	387.250,78 €
Preu total	2.480.226,58 €

3.1.1.3. Cas 3

Al tercer cas, es decideix no separar per components el producte de la piròlisi, sinó separar-ho per fases i vendre els dos corrents com a combustibles gasosos i líquids (GAS i OIL). Només es comptabilitza com a cost el cost de la piròlisi i la separació flash.

3.1.1.4. Factors de temps i localització

A la Taula 17 ISBL a EEUU al 2010 dels processos 1, 2 i 3 es poden trobar els resultats de la suma del preu de tot l'equipament i instal·lació extra per cada cas.

Taula 17 ISBL a EEUU al 2010 dels processos 1, 2 i 3

	CAS 1	CAS 2	CAS 3
ISBL a EEUU (2010)	6.745.472,08 €	7.132.722,85 €	1.174.048,39 €

Aquest cost, calculat amb els factors extrets de (15) està estimat per l'any 2010 a la Costa del Golf d'EEUU per tant per aproximar aquests costos al 2018 a Alemanya s'han d'utilitzar factors de localització i factors d'inflació per ajustar-los a les necessitats del projecte.

En el cas del factor del temps, s'ha optat per utilitzar els índex CEPCI (Taula 18 Índex CEPCI) i l'Equació 8.

Equació 8

$$Cost \text{ al any } 2018 = Cost \text{ al any } 2010 \cdot \frac{CEPCI \text{ 2018}}{CEPCI \text{ 2010}}$$

Taula 18 Índex CEPCI

Any	CEPCI
2010	532,90
2018	603,10

Finalment s'obtenen els següents costos:

Taula 19 Comparació ISBL al 2010 i 2018

	CAS 1	CAS 2	CAS 3
ISBL (2010)	6.745.472,08 €	7.132.722,85 €	1.174.048,39 €
ISBL (2018)	7.634.066,82 €	8.072.330,93 €	1.328.708,17 €

Per altre banda, l'estimació de costos també depèn de la localització de la planta. Per tal de fer l'estimació la planta se suposa que s'instal·larà a Alemanya ja que d'allà és on provenen la majoria dels preus de venda dels productes de la simulació.

La diferencia entre les localitzacions es pot estimar utilitzant un factor de localització (15) i l'Equació 9.

Equació 9

$$\text{Cost a Alemanya} = \text{Cost a EEUU} \cdot \text{LFA}$$

on,

LFA = Factor de localització relatiu a la Costa del Golf d'Estats Units.

En el aquest cas el LFA per Alemanya al 2003 era de 1,11 (15). Per tal d'actualitzar-lo al 2018 es multiplica per la diferencia del rati de conversió entre dòlars i euros del 2003 i el 2018 (Taula 20 Conversió €/€ 2003 i 2018 i Factor de localització), tal i com s'indica a l'Equació 10.

Equació 10

$$\text{LFA (2018)} = \text{LFA(2003)} \cdot \frac{\$/\text{€ al 2018}}{\$/\text{€ al 2003}}$$

Taula 20 Conversió €/€ 2003 i 2018 i Factor de localització

	Conversió €/€
2003	1,15
2018	1,18
LFA	1,11

Combinant l'Equació 9 i l'Equació 10, obtenim:

Taula 21 ISBL al 2018 pel Cas 1, 2 i 3

	CAS 1	CAS 2	CAS 3
ISBL a l'Alemanya (2018)	8.702.238,73 €	9.201.825,51 €	1.514.623,33 €

3.1.2. OSBL

L'OSBL recull tots els costos associats al condicionament d'una planta ja existent al nou procés o el condicionament del terreny i infraestructura del terreny on es vol construir de 0 una planta.

Per estimar aquests costos es poden utilitzar unes estimacions que aproximen aquest cost com un percentatge de l'ISBL. En aquest cas, donant per fet que el procés s'instal·la en una planta ja existent on es manipulen grans quantitats de sòlid, aquest factor serà el 50% (15).

3.1.3. Resultats

A la Taula 22 Cost capital Cas 1, 2 i 3 Taula 22 es troben detallats els costos de l'ISBL i l'OSBL en els tres casos. Entre el cas 1 i el cas 2 la diferència del capital d'equipament i instal·lació no és gaire gran ja que només difereix en el preu de d'instal·lació de la columna 6, mentre que en el cas 3, la diferència és molt més pronunciada ja que no hi ha cost en el procés de separació.

Taula 22 Cost capital Cas 1, 2 i 3			
	CAS 1	CAS 2	CAS 3
ISBL (2018)	8.702.238,73 €	9.201.825,51 €	1.514.623,33 €
OSBL (2018)	4.351.119,36 €	4.600.912,76 €	757.311,67 €
Cost capital	13.053.358,09 €	13.802.738,27 €	2.271.935,00 €

Al **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** es pot veure que el 52% del cost total es dedica al compressor mentre que el tren de columnes ocupa la segona posició amb un 31%. Això fa que en el Cas 3, el cost capital es redueixi en més d'un 80%.

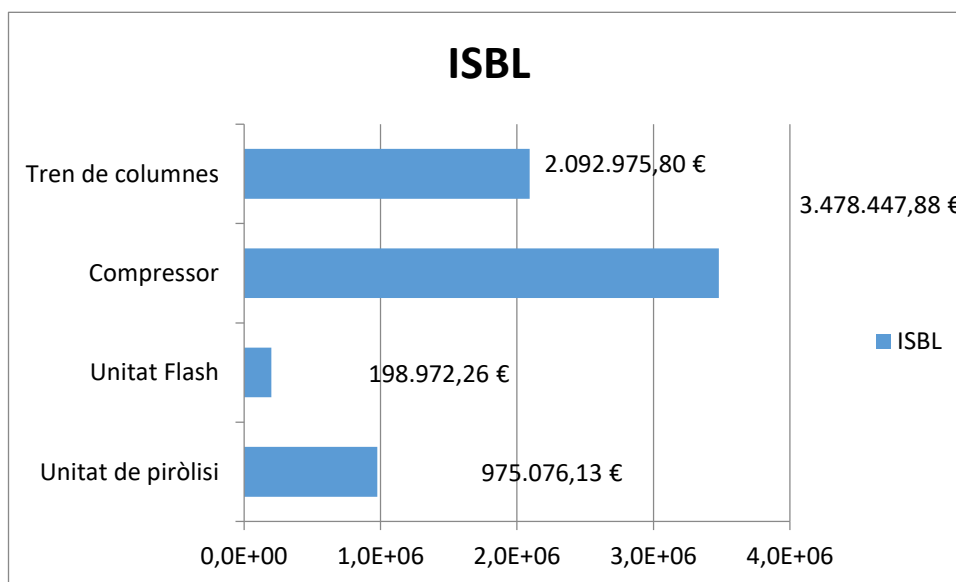


Figura 2 Distribució del ISBL per seccions

3.2. Cost de producció

En aquest apartat es detallaran les despeses ocasionades per la producció, seran expressats en euros anuals. En cas del cost de producció fix, aquest serà el mateix per tots els casos, mentre que el cost de producció variable, només el cost de matèria prima serà el mateix en tots els casos ja que el cost dels serveis si que dependrà del procés emprat.

3.2.1. Fix

Aquests costs són fixes ja que no depenen de la producció o del rendiment de la planta. En aquest projecte ens centrarem en el cost dels recursos humans de la planta, el manteniment dels equips, el lloguer del terreny (ja que no està comptat com a capital d'inversió), assegurances i altres despeses associades a la recerca, IT, etc.

3.2.1.1. RRHH

El cost de mà d'obra depèn molt de la localització, del nivell de responsabilitat i coneixement i de l'experiència dels treballadors. Per tal de fer una estimació preliminar, s'agafarà un sou base mitjà per treballador, i es calcularà el número necessari de treballadors i torns per la planta. Donat que es tracta d'una planta on es processen sòlids (el PP residual és sòlid) i fluids i és un procés continu, les especificacions extretes de (15) es poden trobar a la Taula 23.

Taula 23 Especificació de RRHH

Nº torns laborals	4
Nº operaris per torn	6
Salari operari anual (€/any)	20.000,00
Índex sobrecost per supervisor	0,2
Índex sobrecost per director de planta	0,5

Per tal de calcular el sobrecost de la supervisió i de la direcció de la planta s'han assignat uns índex de sobrecost del 20% i del 50%. Seguint l'Equació 11 i l'Equació 12, s'obtidrien aquestes dues despeses que se sumarien als costos de RRHH dels operaris.

Equació 11

$$\text{Cost supervisió} = 0,2 * \text{Cost RRHH}$$

Equació 12

$$\text{Cost direcció} = 0,5 * \text{Cost supervisió}$$

Taula 24 Cost RRHH

Cost operaris (€/any)	480.000,00
Supervisió i management (€/any)	576.000,00
Cost indirecte de mà d'obra (€/any)	864.000,00

3.2.1.2. Manteniment

Encara que es pugi pensar que el manteniment està associat a la producció i hauria de ser un cost variable; la planta ha d'estar sempre en la condició òptima per la producció malgrat no funcioni al

100%. Aquest cost es pot estimar com un tant per cent del cost de l'ISBL ja que es directament proporcional al cost de l'equipament.

Usualment s'utilitza un 3% de l'ISBL per estimar aquest cost (15)

3.2.1.3. Lloguer del terreny

La despesa que suposa la instal·lació d'una planta depèn molt de la localització (per això aquest cost suposa un factor decisiu per l'elecció de situació de la planta).

Per fer aquesta avaluació s'ha utilitzat com a referència l'1% de la suma del ISBL i el OSBL.

3.2.1.4. Assegurança

Com en moltes altres indústries, a la química, s'ha de disposar d'una assegurança que cobreixi tant possibles danys a l'equipament com la responsabilitat civil a tercers. Les primes d'aquestes assegurances estan normalment basades en anàlisi de riscos però usualment comporten l'1% del cost de l'ISBL i l'OSBL. (15)

3.2.2. Variable

Son aquells que estan directament relacionats amb la quantitat que es produeix. L'anàlisi es centrarà en el cost de matèria prima i el dels serveis utilitzats durant el procés. No es tindrà en compte el cost del tractament dels residus ja que s'ha considerat que no hi ha residus a tractar, s'aprofiten tots els productes.

3.2.2.1. Matèria prima

Per determinar el cost de matèria prima, es segueix l'Equació 13

Equació 13

$$\text{Cost matèria prima} = F \cdot P_F$$

on,

F = l'alimentació de la planta (kg/h)

P_F = Preu de l'alimentació (€/kg)

Per calcular el preu de la matèria prima s'ha fet una estimació de la devaluació del PP després del seu ús i abocament i s'ha determinat que el seu valor és el 25% del seu valor inicial.

Taula 25 Preu PP residual

Preu PP pur (€/kg)	1,38
Índex devaluació	0,25
Preu PP (€/kg)	0,35
Alimentació (kg/h)	6000
Cost matèria prima horari (€/h)	2076

3.2.2.2. Serveis

L'altre part dels costos de producció variables són els serveis que s'utilitzen per processar els materials que inclouen, l'electricitat de la planta, escalfament i refredament dels corrents i combustibles utilitzats en forns i altres equips.

Per tal de fer aquesta estimació, s'han extret els serveis utilitzats a les simulacions de l'Aspen Plus i s'ha multiplicat pel seu preu de mercat. Es poden trobar els càlculs a l'Annex F Estimació de cost d'operació. El cost horari dels serveis per cada cas es pot trobar a la Taula 26.

Taula 26 Cost horari dels serveis

	CAS 1	CAS 2	CAS 2
Cost serveis horari (€/h)	161,04	167,24	81,39

3.2.3. Resultats

Com s'estan analitzant els costos anuals de la planta, tant el cost material com el cost del servei s'han d'aproximar a la seva utilització anual. Utilitzant l'Equació 14, obtenim els resultats expressats a la Taula 27.

Equació 14

$$\text{Cost anual} = \text{Cost horari} \cdot h$$

Taula 27 Cost anual de producció variable

	CAS 1	CAS 2	CAS 3
Cost matèria prima anual (€/any)	16.688.813,58	16.688.813,58	16.688.813,58
Cost serveis anual (€/any)	1.294.786,46	1.344.586,92	654.355,88

Com s'ha observat abans, el cost de la matèria prima és el mateix en els tres casos ja que no és un variant entre els tres processos. Oposadament, es pot veure clarament la diferència entre els casos 1 i 2 i el cas 3 en quant al cost dels serveis posat que en el cas 3, no hi ha cap processament dels productes posterior al flash.

El cost anual de producció fix es pot trobar detallat per cada cas a la Taula 28, on es comprova que independentment del procés la mà d'obra no varia (ja que no està correlacionada amb l'equipament

emprat), mentre que en el cas del manteniment, cost de localització i l'assegurança si que hi ha un clara diferencia ja que aquests venen correlacionats amb l'ISBL.

S'ha de dir que en el cas 3, s'haurien de reduir el número d'operaris ja que lògicament si es redueix considerablement el número de processos pels que passa la matèria a tractar es redueix la quantitat de mà d'obra. Però al ser un anàlisi preliminar, s'ha obviat aquesta observació i s'ha determinat un cost fix per tots els casos.

Taula 28 Cost anual de producció fix

	CAS 1	CAS 2	CAS 3
Cost total mà d'obra (€/any)	1.920.000,00	1.920.000,00	1.920.000,00
Manteniment (€/any)	261.067,16	276.054,77	45.438,70
Cost de localització (€/any)	130.533,58	138.027,38	22.719,35
Insurance (€/any)	130.533,58	138.027,38	22.719,35

Es comprova que en els tres casos el cost fix anual només representa entre el 10 i 12 % del cost operatiu anual i que son els costos variables (aquells que realment varien segons el procés escollit) els que determinen aquest cost. Els gràfics de representació dels casos 1, 2 i 3 es poden veure a continuació.

Taula 29 Cost anual de producció

	CAS 1	CAS 2	CAS 3
Cost Operatiu fix anual (€/any)	2.442.134,32	2.472.109,53	2.010.877,40
Cost Operatiu variable anual (€/any)	17.983.600,04	18.033.400,49	17.343.169,46
Cost Operatiu anual (€/any)	20.425.734,36	20.505.510,02	19.354.046,86

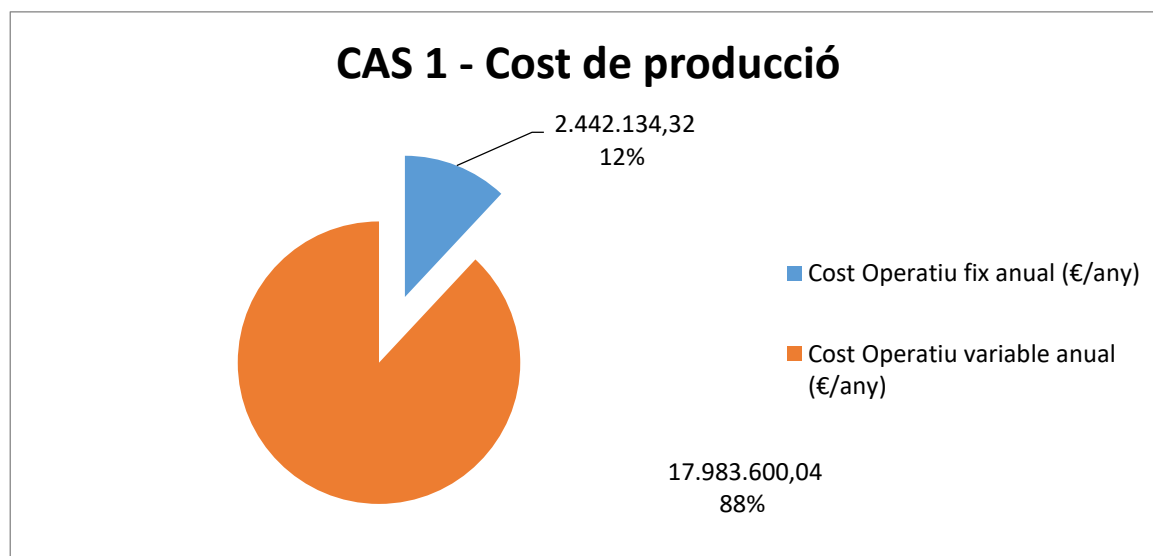


Figura 3 Cost de producció CAS 1

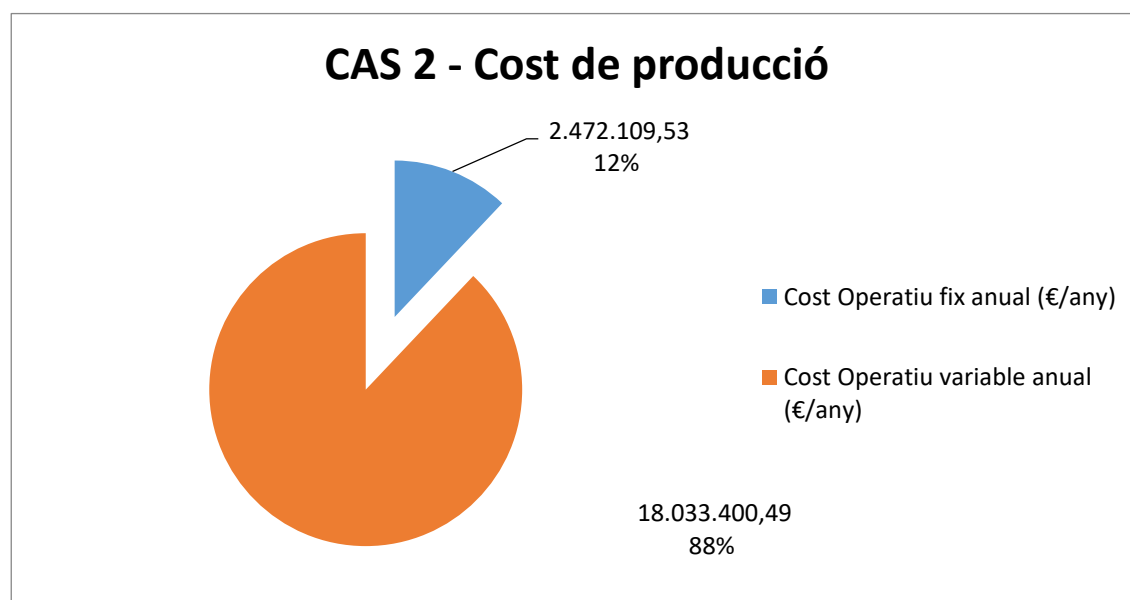


Figura 4 Cost de producció CAS 2

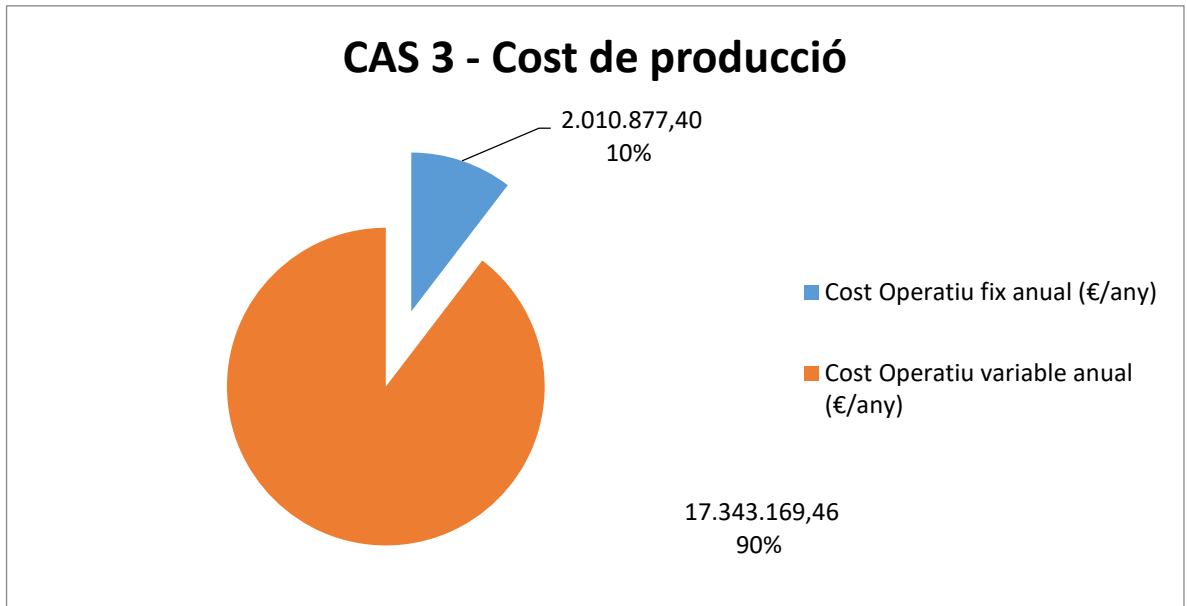


Figura 5 Cost de producció CAS 1

3.3. Ingressos

Per al càlcul dels ingressos, s'ha d'estimar el preu de venda del diferents components i combustibles que obtenim com a producte dels tres casos.

En cas del preu dels components s'utilitzaran els preus calculats a l'apartat XX (elecció de components), mentre que per a l'estimació del preu del combustible s'utilitzarà l'Equació 15 per obtenir una revalorització dels preus dels combustibles tradicionals proporcional al poder calorífic que tenen.

Equació 15

$$P_c = P_t \cdot \frac{\Delta H_{Cc}^o}{\Delta H_{Ct}^o}$$

on,

P_c = Preu del combustible

P_t = Preu del combustible tradicional

ΔH_{Cc}^o = Entalpia específica (màssica) del combustible

ΔH_{Ct}^o = Entalpia específica (màssica) del combustible tradicional

En el cas 1, s'obtenen els productes:

- Metà
- Etilè
- Età
- Propilè
- Benzè
- Toluè
- Combustible mescla estirè-naftalè

La mescla de combustible estirè-naftalè, es compararà amb un combustible tradicional líquid, benzina de 95 RON.

En el cas 2, s'obtenen els productes:

- Metà
- Etilè
- Età
- Propilè
- Benzè
- Toluè
- Estirè
- Naftalè

Finalment en el cas 3, s'obtenen:

- Combustible mescla gasosa
- Combustible mescla líquida

El preu combustible gasos s'estimarà a partir del preu del gas natural mentre que el del combustible líquid es procedirà anàlogament al combustible obtingut del cas 1.

El preu del combustible tradicional, i els càlculs pertinents es poden trobar a l'Annex G Estimació d'ingressos.

Els ingressos anuals per cada cas es poden trobar a la Taula 30.

Taula 30 Ingressos anuals

	CAS 1	CAS 2	CAS 3
Guany anual (€/any)	26.505.001,91	28.020.113,37	22.657.396,14

Com es pot observar en el cas 3 és on més ingressos s'obtenen ja que es venen tots els productes com a components. I això suposa una diferència de 2M€ respecte al cas 1 on no es venen els components del naftalè i l'estirè com a químics sinó com a combustible.

En el cas 2, els ingressos són molt inferiors (4M€ menys), a causa de que els productes són combustibles i el preu del combustible és més baix que el dels components químics separats.

3.4. Resultats

Per poder fer una comparativa entre els tres processos s'ha decidit utilitzar el mètode del TAC (Total Annualized Cost), que transforma mitjançant l'ACCR (Annual Capital Charge Ratio) la inversió inicial de l'equipament en un cost anualitzat utilitzant l'Equació 16 (15).

Equació 16

$$ACCR = \frac{[i(1+i)^n]}{[(1+i)^n - 1]}$$

on,

i = rati d'interès anual

n = anys d'amortització

En aquest projecte s'ha decidit que els anys de vida de la planta són 15 i l'interès és del 10%. El cost capital anual dels tres casos està representat a la Taula 31. **Error! No se encuentra el origen de la referencia..**

Una vegada representat el cost capital anual, es pot analitzar el benefici obtingut anual amb l'Equació 17, obtenint els resultats mostrats a la Taula 31.

Equació 17

$$Beneficis (\text{€/any}) = \sum Ingressos - \sum Costos$$

Taula 31 Beneficis anuals

	CAS 1	CAS 2	CAS 3
Cost capital anual (€/any)	1.716.174,29	1.814.698,13	298.699,88
Cost Operatiu anual (€/any)	20.425.734,36	20.505.510,02	19.354.046,86
Guany anual (€/any)	26.505.001,91	28.020.113,37	22.657.396,14
Benefici (€/any)	4.363.093,27	5.699.905,21	3.004.649,40

El mètode del ACCR considera que és econòmicament viable el procés si els beneficis són positius (es a dir, no hi ha pèrdues), en aquest cas, els tres processos són viables econòmicament.

Es pot concloure que el cas 2 és el més rentable de tots, quedant el cas 1 en segon lloc i en última posició el cas 3. Això és deu a que el preu dels components purs és molt superior al que ofereix la venda de mescles de combustible malgrat que la seva inversió capital inicial sigui molt inferior a la dels altres dos casos ja que el que predomina més és el cost de la matèria prima que segueix aproximadament un 80% del cost total del procés. Es pot veure els gràfics representatius del desglossament dels costos a l'Annex H Gràfics anàlisi econòmic.

4. Anàlisi de l'impacte ambiental

Com bé s'ha indicat al prefaci d'aquest projecte, la motivació principal per a dur a terme aquest estudi ha sigut trobar un procés alternatiu de revalorització d'un residu plàstic per reduir l'impacte ambiental que ocasiona el seu abocament o destrucció. Per tant, un dels majors punts crítics que avaluen la viabilitat del procés i determinen el compliment dels objectius d'aquest treball, és l'anàlisi de l'impacte al medi ambient que ocasionen els processos estudiats.

Per fer-ho es poden recórrer a molts mètodes diferents, en concret, s'analitzarà el cicle de vida del procés mitjançant el programari SimaPro que ofereix l'accés a un extensa base de dades de l'impacte ambiental de molts processos, materials i energia de diferents fonts d'origen, així com diferents mètodes per avaluar en quins àmbits es produeix l'impacte.

4.1. Objectiu i abast de l'anàlisi

L'objectiu principal de l'anàlisi es comparar l'impacte mediambiental que es produeix entre els tres processos simulats que s'han estudiat en aquest treball. A més d'analitzar quin és l'impacte i concloure quin procés és el més ecològic, es compararà l'impacte entre la producció dels diferents components mitjançant el procés simulat i la producció mitjançant mètodes tradicionals.

L'objectiu d'aquest anàlisi es centra principalment a calcular quin és l'impacte dels processos al medi ambient, fer una comparativa entre ells per saber quin d'ells seria més net així com comprar-los amb els mètodes de producció dels components tradicionals per determinar si la utilització dels processos de reciclatge del PP ajudarien a reduir la petjada ecològica ocasionada pel gran consum del PP.

El tipus de LCA emprat serà el de Cradle-to-gate, que avalua l'impacte del procés des de la recollida de la matèria prima (PP residual) fins que s'entreguen els productes a la sortida de la planta, sense analitzar què se'n fa d'ells un cop produïts. Això és degut a que al ser PP residual, no interessa quina ha sigut la seva primera vida, ja que el que volem analitzar en profunditat és l'impacte del seu reciclatge (el procés per passar de la primera vida a la segona).

4.2. SimaPro. Especificacions.

Per dur a terme l'anàlisi i els càlculs s'ha fet servir el programari SimaPro 8 que ens ofereix un gran ventall de mètodes de càlcul, bases de dades sobre diferents processos i diferents opcions per

avaluar l'impacte (comparatives, distribució del pes de l'impacte entre els diferents subprocessos dels processos, etc.).

4.2.1. Unitat funcional

Durant tot el procediment d'introducció de dades al programa, aquestes han d'estar referenciades a la quantitat de producte que produïm. S'ha decidit que es farà en referència a la quantitat horària produïda o utilitzada (matèria prima, electricitat, combustibles...).

4.2.2. Inventari del LCA

SimaPro ofereix diverses bases de dades anomenades inventaris. En aquest projecte es va utilitzar les dades de:

- Ecoinvent 3 – allocation at point of substitution - system
- Ecoinvent 3 – allocation at point of substitution - unit
- Ecoinvent 3 – allocation, cut-off by classification - system
- Ecoinvent 3 – allocation, cut-off by classification – unit

4.2.3. Metodologia de càlcul

Es poden seleccionar diferents mètodes de càlcul de l'impacte dels processos depenent de la finalitat amb la que s'estigui elaborant el LCA ja que es centren en diferents tipus d'impacte. En aquest projecte s'utilitzarà l'opció de ReCiPe 2016 Endpoint (H).

4.2.4. Especificacions

A la hora de crear un nou projecte a SimaPro es demana l'elecció en primer lloc, de la biblioteca de bases de dades d'on es podrà extreure la informació i posteriorment es creen aquells processos que es vulguin analitzar.

S'han creat tres processos diferents referent als tres casos estudiats als apartats anteriors:

- **CAS 1:** Procés de piròlisi de PP per a la venta dels productes en forma de tots els seus components
- **CAS 2:** Procés de piròlisi de PP per a la venta dels productes en forma de part dels seus components
- **CAS 3:** Procés de piròlisi del PP per a la venta dels productes en forma de combustible

Dintre de cada procés es demana la introducció de les següents dades:

- **Sortides conegudes a la tecnoesfera. Productes i co-productes:** Fa referència als productes i coproductes que es produeixen del procés.
- **Sortides conegudes a la tecnoesfera. Productes evitats:** Es tracta d'introduir quin són els productes que volem evitar produir.
- **Entrades conegudes des de la naturalesa. Recursos:** S'introdueixen els recursos naturals no tractats posteriorment a la seva recollida, que s'utilitzen al procés.
- **Entrades conegudes des de la tecnoesfera. Materials i combustibles:** S'especifiquen els materials ja transformats d'alguna manera i combustibles que es fan servir al procés.
- **Entrades conegudes des de la tecnoesfera. Electricitat i calor:** Fa referència a la quantitat d'electricitat i calor necessaris per a dur a terme el procés.
- **Emissions al aire**
- **Emissions al aigua**
- **Emissions al terra**
- **Fluxos finals dels residus**
- **Emissions no materials**
- **Aspectes socials**
- **Assumptes econòmics**
- **Sortides conegudes a la tecnoesfera. Residus i emissions pel seu tractament:** Es tracta d'introduir aquells residus que s'obtinguin de procés i les emissions que es poden produir pel tractament d'aquests residus.

Que com s'ha indicat anteriorment, s'introduiran en referència al seu ús o producció horària.

Les especificacions s'han extret de les simulacions i s'han reajustat els valors conforme la unitat funcional.

Es tindran en compte els següents conceptes a l'hora de fer el LCA:

- Calor de la piròlisi
- Electricitat
- Energia de refredament
- Acer de construcció de l'equipament
- PP residual

En el cas de l'acer, la quantitat horària es calcularà seguint l'Equació 18.

Equació 18

$$w = \frac{w_t}{h \cdot n}$$



on,

w = quantitat horària (kg/h)

w_t = quantitat total d'acer utilitzat

h = hores anuals

n = anys de vida del projecte

No es tindran en compte les emissions del procés ni tampoc residus generats ja que no es forma
Les especificacions per cada procés es poden trobar a la Taula 32

Taula 33 i Taula 34

Taula 32 Especificacions SimaPro CAS1

Sortides a la tecnoesfera (Productes)	Quantitat	Unitat	Assignació %
Metà	1763,06	kg	15,59%
Etilè	879,18	kg	22,09%
Età	254,37	kg	2,15%
Propilè	277,24	kg	7,14%
Benzè	1649,91	kg	36,20%
Toluè	677,93	kg	12,94%
Combustible estirè-naftalè	22070,37	MJ	3,90%
Entrades de la naturalesa			
Water, cooling, unspecified natural origin, DE	12,34	m3	
Entrades de la tecnoesfera (materials i combustibles)			
Steam, in chemical industry {GLO} market for APOS, S	2121,30	kg	
Steel, chromium steel 18/8, hot rolled {RoW} production Cut-off, U	0,56	kg	
PP_Waste PP	6000,00	kg	
Entrades de la tecnoesfera (electricitat i calor)			
PP_Heat, district or industrial, natural gas {Europe without Switzerland} heat production, natural gas, at industrial furnace >100kW APOS, U	13306,55	MJ	
Electricity, medium voltage {DE} market for APOS, U	565,86	kWh	
PP_Cooling energy {GLO} market for APOS, U	21367,21	MJ	

Taula 33 Especificacions SimaPro CAS2

Sortides a la tecnoesfera (Productes)	Quantitat	Unitat	Assignació %
Metà	1763,06	kg	14,74%
Etilè	879,18	kg	20,89%
Età	254,37	kg	2,03%
Propilè	277,24	kg	6,76%
Benzè	1649,91	kg	34,25%
Toluè	677,93	kg	12,24%
Estirè	126,41	kg	4,14%
Naftalè	365,74	kg	4,95%
Entrades de la naturalesa			
Water, cooling, unspecified natural origin, DE	12,34	m3	
Entrades de la tecnoesfera (materials i combustibles)			
Steam, in chemical industry {GLO} market for APOS, S	2278,03	kg	
Steel, chromium steel 18/8, hot rolled {RoW} production Cut-off, U	0,60	kg	
PP_Waste PP	6000,00	kg	
Entrades de la tecnoesfera (electricitat i calor)			
PP_Heat, district or industrial, natural gas {Europe without Switzerland} heat production, natural gas, at industrial furnace >100kW APOS, U	13306,55	MJ	
Electricity, medium voltage {DE} market for APOS, U	565,86	kWh	
PP_Cooling energy {GLO} market for APOS, U	21467,77	MJ	

Taula 34 Especificacions SimaPro CAS3

Sortides a la tecnoesfera (Productes)	Quantitat	Unitat	Assignació %
Combustible GAS	154399,78	MJ	31,91%
Combustible OIL	117292,37	MJ	68,09%
Entrades de la tecnoesfera (materials i combustibles)			
Steel, chromium steel 18/8, hot rolled {RoW} production Cut-off, U	0,60	kg	

PP_Waste PP	6000,00	kg
Entrades de la tecnoesfera (electricitat i calor)		
PP_Heat, district or industrial, natural gas {Europe without Switzerland} heat production, natural gas, at industrial furnace >100kW APOS, U	13306,55	MJ
Electricity, medium voltage {DE} market for APOS, U	565,86	kWh
PP_Cooling energy {GLO} market for APOS, U	21467,77	MJ

4.3. Resultats

4.3.1. Impacte ambiental del CAS1

En el primer cas l'impacte sobre la salut humana, els ecosistemes i els recursos naturals ocasionat es pot veure a la Figura 6, per un anàlisi més detallat veure l'Annex I Gràfics anàlisi ambiental.

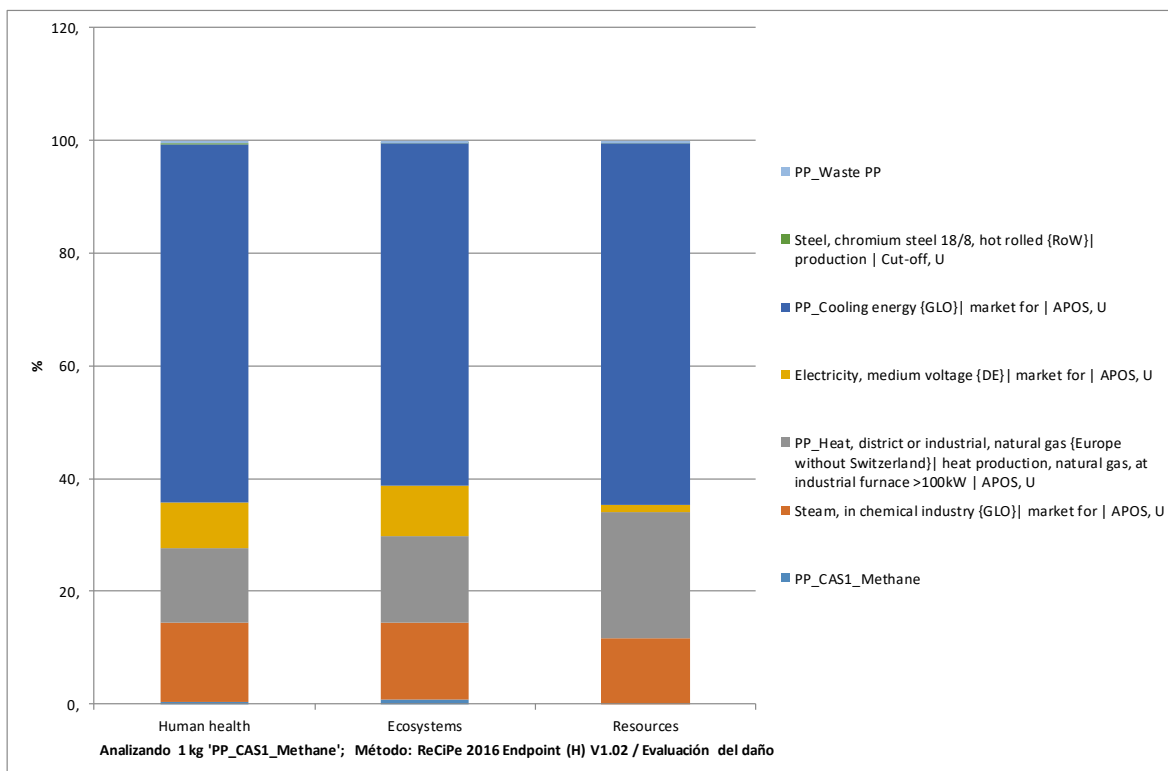


Figura 6 Impacte ambiental del CAS 1

Es pot observar que el procés que ocasiona més impacte en els tres àmbits és l'energia de refrigeració ja que se'n necessita molt per refredar els corrents i condensar els destil·lats a les columnes.

En segon lloc trobem l'energia per pirolitzar el PP, que al ser un forn i haver de pujar de 25 a 760°C és molt alta.

El procés que ocasiona menys impacte és el PP residual de l'alimentació i l'acer que com s'ha comentat, el PP no porta cap càrrega mediambiental al estar reutilitzant-se i l'acer s'amortitza durant 15 anys i per tant el seu impacte es dilueix durant aquell temps.

4.3.2. Impacte ambiental del CAS2

En el segon cas l'impacte sobre la salut humana, els ecosistemes i els recursos naturals ocasionat es pot veure a la Figura 7, per un anàlisi més detallat veure l'Annex I Gràfics anàlisi ambiental.

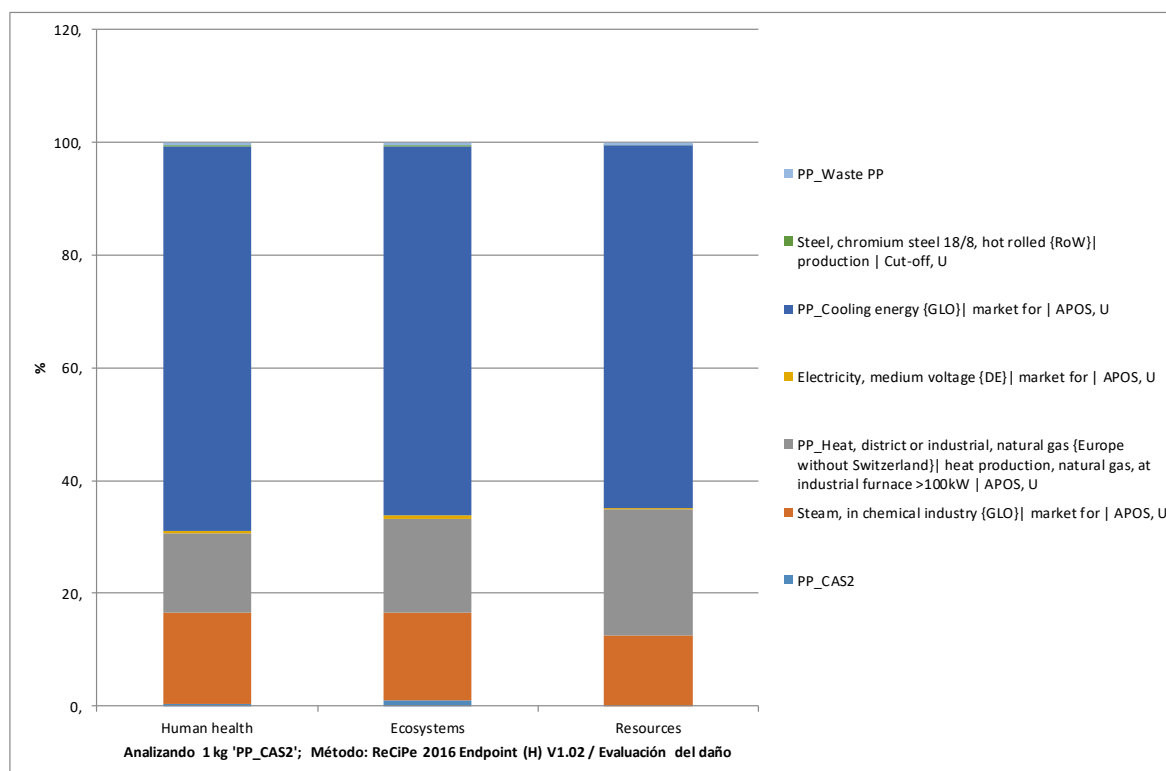


Figura 7 Impacte ambiental del CAS 2

En aquest cas, els resultats son similars al CAS 2, llevat de l'impacte que ocasiona l'electricitat, això és degut a que en el cas 2, la quantitat d'electricitat utilitzada és molt menor.

4.3.3. Impacte ambiental del CAS3

En el cas l'impacte sobre la salut humana, els ecosistemes i els recursos naturals ocasionat es pot veure a la Figura 8, per un anàlisi més detallat veure l'Annex I Gràfics anàlisi ambiental.

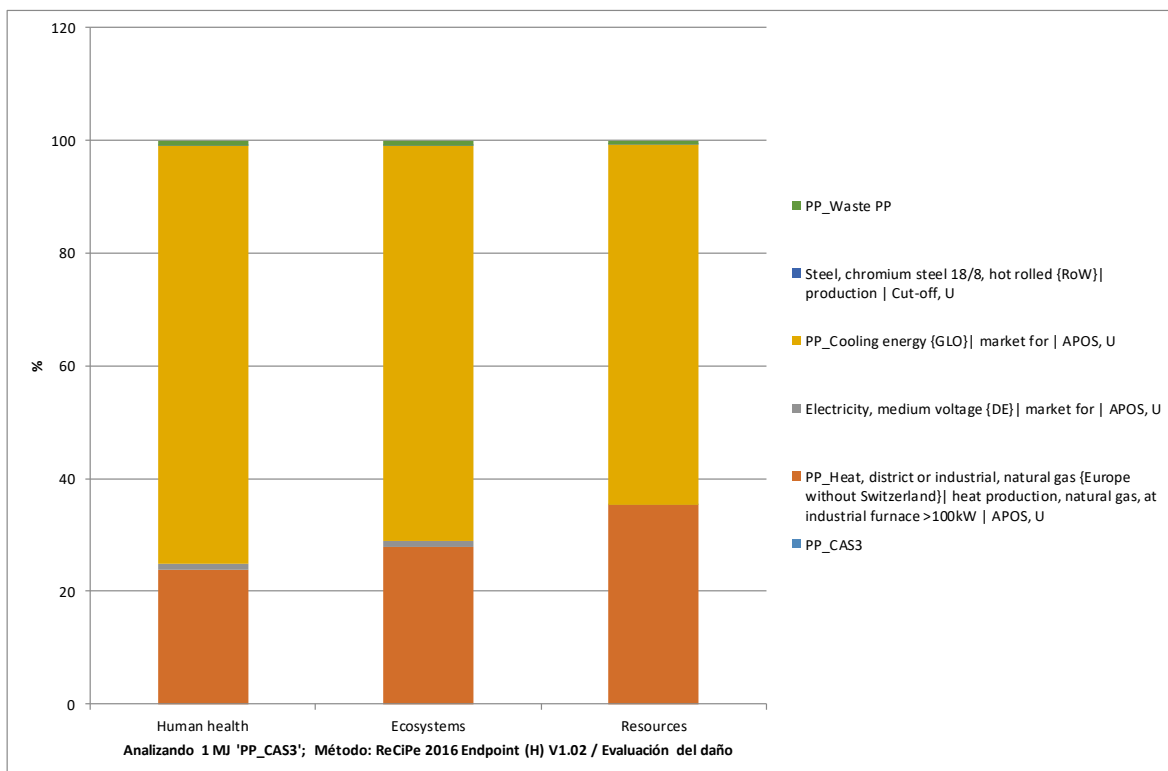


Figura 8 Impacte ambiental del CAS 3

En aquest cas es pot veure una clara diferència del impacte respecte als casos anteriors ja que no s'inclou tot l'impacte que ocasiona el tren de destil·lació i no apareix l'impacte del vapor que s'utilitza a les columnes.

4.4. Comparatives

Com a punt de tractament interessant, s'ha volgut comparar l'impacte de generar 1kg de propilè mitjançant els diferents processos amb la seva producció de manera tradicional (cas 1 i cas 2).

4.4.1. CAS 1

Com es pot observar a la Figura 9, en tots els casos l'impacte ambiental és superior en el mètode tradicional, especialment en el cas de l'impacte sobre els recursos naturals, ja que en el cassos d'aquest projecte s'estan reutilitzant recursos ja trets de la terra.

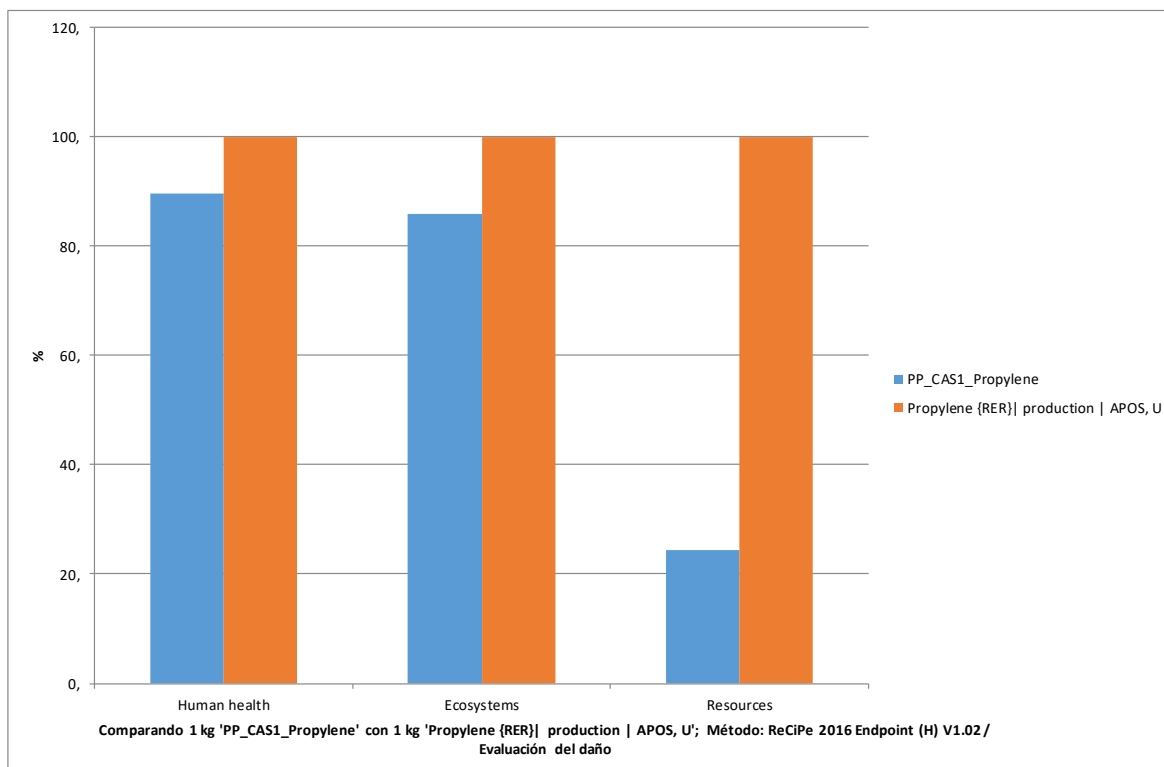


Figura 9 Comparació producció propilè al CAS 1 amb producció tradicional

4.4.2. CAS 2

A la Figura 10 es pot veure que aquest cas no difereix especialment del anterior (donat que son casos molt semblants l'un de l'altre). El cas 2 té un impacte inferior respecte al mètode tradicional, i com s'ha indicat a l'apartat anterior, especialment en el de l'ús de recursos naturals.

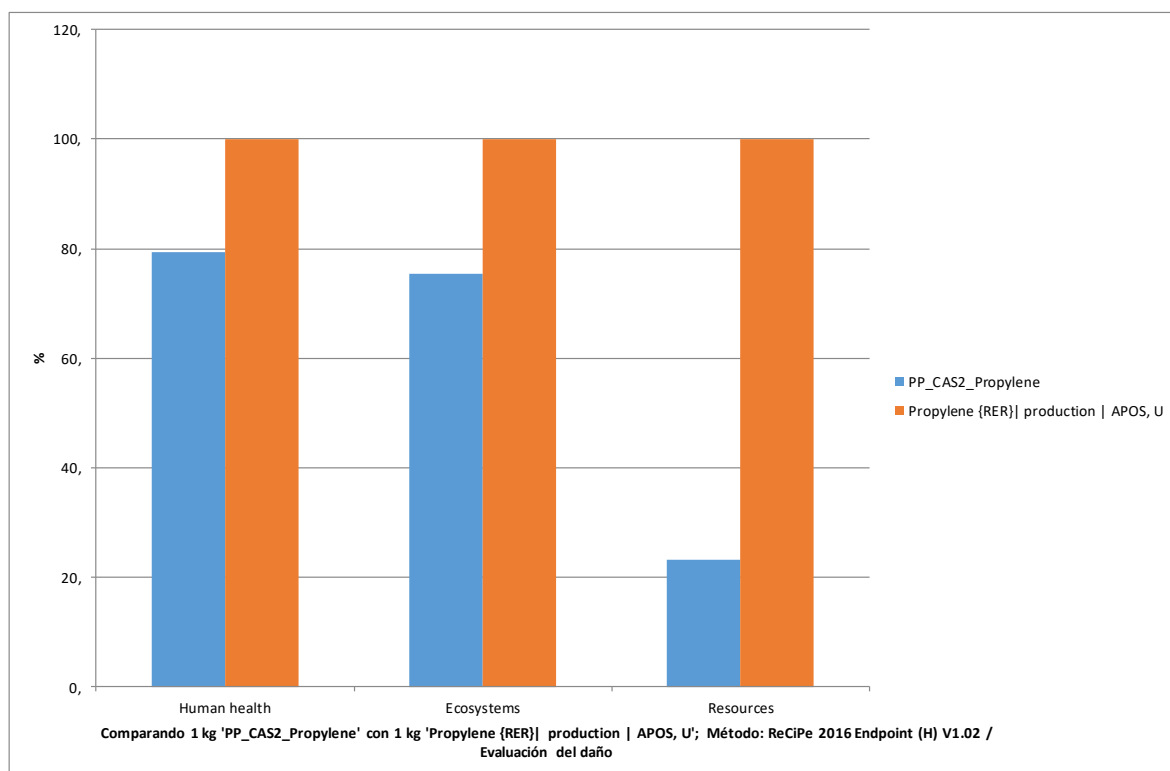


Figura 10 Comparació producció propilè al CAS 2 amb producció tradicional

Conclusions

La simulació ha sigut satisfactòria en els tres casos estudiats. La utilització dels serveis es podria haver reduït considerablement en cas d'haver implementat una integració energètica entre els corrents, ja que aquests es refreden i escalfen diverses vegades. El flash ha sigut una decisió encertada com a primera separació ja que facilita considerablement la separació de la resta de components, malgrat tot, s'hauria de continuar estudiant quina és la temperatura i pressió exacta en la que s'ha de realitzar per tal de obtenir una millor separació entre el propilè i el benzè, ja que aquests dos components no han pogut complir els KPI acordats precisament perquè portaven traces del altre.

Per altre banda, la resta de components han sigut separats amb una puresa i una recuperació molt altes, per lo que son aptes per la seva venta posterior com a components químics.

Les estimacions fetes per l'anàlisi econòmic son preliminars i per tant caldria analitzar més a fons i amb més detall tots els ingressos i costos associats a cada procés. Del resultat que s'ha ofert en aquest treball els beneficis anuals presentats pels tres casos, informen que els tres processos son viables econòmicament, en el primer lloc se situaria el cas 2, en segon el cas 1 i en tercer el cas 3. Això es degut a que es més viable la venta dels components per separat que vendre'ls com a combustible malgrat el procés de la seva producció sigui significativament més car.

Mitjançant els diferents LCA, s'ha analitzat l'impacte ambiental que ocasionen i s'han comparat amb la producció de propilè de manera tradicional respecte a la producció del mateix component mitjançant els processos 1 i 2, en ambdós casos el procés tradicional te un impacte més gran sobre els ecosistemes, la salut humana i els recursos naturals en especial. Això es deu a que no s'utilitza matèria prima que desgasti els recursos.

El gran impacte produït als ecosistemes si a la salut humana és en gran part produït per l'energia d'escalfament i refredament que s'utilitza durant tot el procés i per tant, de nou, en cas d'implementar una integració energètica es podria reduir dràsticament aquest impacte.

Per últim, i després d'analitzar tots els punts anteriors es conclou que el cas 2 és el més adient per la continuació d'estudi d'aquesta alternativa ja que ofereix els màxims beneficis, la seva complexitat tècnica no supera significativament al cas 1 i ofereix la possibilitat de produir matèria de segona vida en comptes de combustibles que seran cremats i per tant, no contribuiran de cap manera a les accions de fomentar energies renovables per un planeta més net.

Bibliografia

1. Wong, H.W. et al. Tertiary resource recovery from waste polymers via pyrolysis: Polypropylene. A: *ACS Division of Fuel Chemistry, Preprints*. 2000, Vol. 45, núm. 3, p. 480-481. ISSN 05693772.
2. Acomb, J.C., Wu, C. i Williams, P.T. Control of steam input to the pyrolysis-gasification of waste plastics for improved production of hydrogen or carbon nanotubes. A: *Applied Catalysis B: Environmental* [en línia]. Elsevier B.V., 2014, Vol. 147, p. 571-584. ISSN 09263373. DOI 10.1016/j.apcatb.2013.09.018. Disponible a: <http://dx.doi.org/10.1016/j.apcatb.2013.09.018>.
3. Kaminsky, W. et al. Recycling of polymers by pyrolysis To cite this version : HAL Id : jpa-00251879. A: . 1993, Vol. 03.
4. Kaminsky, W. i Zorriqueta, I.J.N. Catalytical and thermal pyrolysis of polyolefins. A: , *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*. 2007, Vol. 79, núm. 1-2 SPEC. ISS., p. 368-374. ISSN 01652370. DOI 10.1016/j.jaap.2006.11.005.
5. Donaj, P.J. et al. Pyrolysis of polyolefins for increasing the yield of monomers' recovery. A: *Waste Management* [en línia]. Elsevier Ltd, 2012, Vol. 32, núm. 5, p. 840-846. ISSN 0956053X. DOI 10.1016/j.wasman.2011.10.009. Disponible a: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2011.10.009>.
6. Kaminsky, W., Predel, M. i Sadiki, A. Feedstock recycling of polymers by pyrolysis in a fluidised bed. A: , *Polymer Degradation and Stability*. 2004, Vol. 85, núm. 3 SPEC. ISS., p. 1045-1050. ISSN 01413910. DOI 10.1016/j.polymdegradstab.2003.05.002.
7. Saad, J.M. i Williams, P.T. Pyrolysis-Catalytic-Dry Reforming of Waste Plastics and Mixed Waste Plastics for Syngas Production. A: *Energy and Fuels*. 2016, Vol. 30, núm. 4, p. 3198-3204. ISSN 15205029. DOI 10.1021/acs.energyfuels.5b02508.
8. Purevsuren, B. et al. Pyrolysis of waste polypropylene and characterisation of tar. A: *European Journal of Mass Spectrometry*. 2009, Vol. 15, núm. 1, p. 23-33. ISSN 14690667. DOI 10.1255/ejms.975.
9. Liu, J. et al. Catalytic pyrolysis of polypropylene to synthesize carbon nanotubes and hydrogen through a two-stage process. A: *Polymer Degradation and Stability* [en línia]. Elsevier Ltd, 2011, Vol. 96, núm. 10, p. 1711-1719. ISSN 01413910. DOI 10.1016/j.polymdegradstab.2011.08.008. Disponible a: <http://dx.doi.org/10.1016/j.polymdegradstab.2011.08.008>.
10. Ciliz, N.K., Ekinci, E. i Snape, C.E. Pyrolysis of virgin and waste polypropylene and its mixtures with waste polyethylene and polystyrene. A: *Waste Management*. 2004, Vol. 24, núm. 2, p. 173-181. ISSN 0956053X. DOI 10.1016/j.wasman.2003.06.002.
11. Rahman, D.R.S.S. et al. Pyrolysis of waste plastic fish bags (polyethylene and polypropylene) to useable fuel oil. A: [en línia]. 2018, Disponible a: https://www.mun.ca/harriscentre/reports/HAWBOLDT_Waste_16-17.pdf.
12. Mishra, R. i Venkataraman, M. Bulk Chemical Electrospun nanofibers. A: .

13. Fivga, A. i Dimitriou, I. Pyrolysis of plastic waste for production of heavy fuel substitute: A techno-economic assessment. A: *Energy* [en línia]. Elsevier Ltd, 2018, Vol. 149, p. 865-874. ISSN 03605442. DOI 10.1016/j.energy.2018.02.094. Disponible a: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.02.094>.
14. Ahmad, I. et al. Pyrolysis study of polypropylene and polyethylene into premium oil products. A: *International Journal of Green Energy*. 2015, Vol. 12, núm. 7, p. 663-671. ISSN 15435083. DOI 10.1080/15435075.2014.880146.
15. Towler, G. i Sinnott, R. *Chemical Engineering Design. Principles, practice and economics of plant and process design*. 2008. ISBN 9780750684231.
16. Sadrameli, S.M., Shakeri, M. i Towfighi, J. Dynamic simulation of a demethaniser column. A: *Petroleum and Gas Processing*. 2003, núm. February 2003.
17. Amaro, C., Requião, R. i Embiruçu, M. Dynamic Modeling of a Deethanizer Column in a Natural Gas Processing Plant. A: *International Conference on Modeling, Simulation and Control* [en línia]. 2011, p. 12-16. ISBN 978-981-08-8723-0. [Consulta: 23 setembre 2019]. Disponible a: <http://www.ipcsit.com/vol10/3-ICMSC2011S009.pdf>.
18. Shahandeh, H., Ivakpour, J. i Kasiri, N. Feasibility study of heat-integrated distillation columns using rigorous optimization. A: *Energy* [en línia]. Elsevier Ltd, 2014, Vol. 74, núm. C, p. 662-674. ISSN 03605442. DOI 10.1016/j.energy.2014.07.032. Disponible a: <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2014.07.032>.
19. Abbas-Abadi, M.S. et al. Evaluation of pyrolysis process parameters on polypropylene degradation products. A: *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*. Elsevier B.V., 2014, Vol. 109, núm. May, p. 272-277. ISSN 01652370. DOI 10.1016/j.jaap.2014.05.023.
20. SA, P. PRO SIM PLUS APPLICATION EXAMPLE. A: . 2005,
21. D'Alacant, U. Relación entre la razón de reflujo de operación y el número de etapas teóricas. A: [en línia]. [Consulta: 5 octubre 2019]. Disponible a: http://iq.ua.es/MetAprox/415_relacin_entre_la_razn_de_reflujo_de_operacin_y_el_nmero_de_etapas_tericas.html.

Annex A Estimació i normalització de productes de piròlisi

Productes	Tipus	Original w (%)	Normalitzat (%)	Aliphatics / Aromatics	Eliminació de "Others" (%)	Negligim producte spobres (%)	Última normalització (%)
Hydrogen	Gas	0,70	0,71	A	0,73	0,72	0,72
Methane	Gas	28,20	28,63	A	29,53	29,02	29,02
Ethane	Gas	4,00	4,06	A	4,19	4,72	4,12
Ethene	Gas	13,90	14,11	A	14,55	14,31	14,31
Propane	Gas	0,09	0,09		0,09		
Propene	Gas	3,70	3,76	A	3,87	4,98	4,98
Butene	Gas	0,40	0,41		0,41		
Butadiene	Gas	0,40	0,41		0,41		
Isoprene	Oil	0,20	0,20		0,20		
Cyclopentadiene	Oil	0,80	0,81	A	0,84	0,82	
Other aliphatic compounds	Oil	1,60	1,62				
Benzene	Oil	18,20	18,48	Y	25,32	24,89	25,71
Toluene	Oil	6,60	6,70	Y	9,18	10,29	11,88
Xylenes, ethyl benzene	Oil	0,40	0,41		0,41		
Styrene	Oil	1,00	1,02	Y	1,39	1,59	
a-Methyl styrene	Oil	0,20	0,20		0,20		
Indane, indene	Oil	1,00	1,02		1,02	1,00	
Naphthalene	Oil	3,50	3,55	Y	4,87	5,27	8,65
Methyl napthalene	Oil	0,90	0,91		0,91	0,90	
Diphenyl	Oil	0,40	0,41		0,41		
Fluorene	Oil	0,30	0,30		0,30		
Phenanthrene/anthracene	Oil	0,70	0,71	Y	0,97	1,48	
Pyrene	Oil	0,20	0,20		0,20		
Other aromatic compounds	Oil	11,10	11,27				

Annex B Càlcul de l'estequiometria de la reacció

	MW (g/mol)	C	H	w(%)	Esteq.	n°	Δn	nf	m	w	ε	C	H	
PP	422,82	30,00	62,00	0,000	-1,00	1,00	-1,00	0,00		0,00	0,00	0,00E+00	-30,00	-62,00
Methane	16,04	1,00	4,00	0,31	7,79	0,00	7,79	7,79		124,96	0,30	9,50E-05	7,79	31,16
Ethane	30,07	2,00	6,00	0,05	0,62	0,00	0,62	0,62		18,58	0,04	3,24E-05	1,24	3,71
Ethylene	28,05	2,00	4,00	0,15	2,25	0,00	2,25	2,25		63,18	0,15	1,12E-06	4,50	9,01
Propene	42,08	3,00	6,00	0,05	0,52	0,00	0,52	0,52		21,70	0,05	1,12E-06	1,55	3,09
Benzene	78,11	6,00	6,00	0,26	1,44	0,00	1,44	1,44		112,49	0,27	1,85E-05	8,64	8,64
Toluene	92,14	7,00	8,00	0,11	0,51	0,00	0,51	0,51		47,23	0,11	1,21E-05	3,59	4,10
Styrene	104,15	8,00	8,00	0,02	0,09	0,00	0,09	0,09		8,91	0,02	1,85E-05	0,68	0,68
Naphthalene	128,17	10,00	8,00	0,06	0,20	0,00	0,20	0,20		25,77	0,06	2,99E-05	2,01	1,61
										422,825032	1,00	2,09E-04	5,33E-07	6,95E-07

Conv.	1,000
-------	-------

Annex C Càlcul de les especificacions del tren de columnes

C1. Underwood corrent GAS

	Recuperación	0,99				
	Mass Flow	1000,00				
	COMPONENTES	Xf	Teb (K)	Flux	Valor K	Volatilidad Relativa
A	Methane	0,55	-161,50	554,72	42,23	22,91
B	Ethylene	0,08	-103,75	80,84	13,84	7,51
C	Ethane	0,09	-88,61	86,83	8,30	4,50
D	Propylene	0,28	-47,56	277,61	1,84	1,00

Underwood

	A	B	C	D
A/B	-	-	3,49	0,13
B/C	57,23	-	-	0,37
C/D	48,00	21,84	-	-

Ordenaciones de las separaciones

				V extra
Caso 1	A-BCD	B-CD	C-DE	3,98

V extra

Caso 1	3,98	1
--------	------	---

Caso 2	A-BCD	BC-D	B-C	25,45
Caso 3	AB-CD	A-B	C-D	57,60
Caso 4	ABC-D	A-BC	B-C	73,32
Caso 5	ABC-D	AB-C	A-B	127,07

Caso 2	25,45	2
Caso 3	57,60	3
Caso 4	73,32	4
Caso 5	127,07	5

C2. Underwood corrent OIL

	Recuperación	0,99				
	Mass Flow	1000,00				
	COMPONENTES	Xf	Teb (K)	Flux	Valor K	Volatilidad Relativa
A	Benzene	0,57	80,07	574,25	0,004267	777,48
B	Toluene	0,25	110,58	245,10	0,001029	187,58
C	Styrene	0,05	145,27	46,38	0,000141	25,63
D	Naphthalene	0,13	217,98	134,26	0,000005	1,00

Underwood

	A	B	C	D
A/B	-	-	7,89E-06	1,14E-08
B/C	4,94E-03	-	-	5,20E-08
C/D	4,34E-03	1,11E-03	-	-

Ordenaciones de las separaciones				V extra
Caso 1	A-BCD	B-CD	C-D	7,95E-06
Caso 2	A-BCD	BC-D	B-C	1,12E-03
Caso 3	AB-CD	A-B	C-D	4,94E-03
Caso 4	ABC-D	A-BC	B-C	5,46E-03
Caso 5	ABC-D	AB-C	A-B	1,04E-02

V extra		
Caso 1	7,95E-06	1
Caso 2	1,12E-03	2
Caso 3	4,94E-03	3
Caso 4	5,46E-03	4
Caso 5	1,04E-02	5

C3. Especificacions DSTWU

	COL1	COL2	COL3	COL4	COL5	COL6
Pressió (bar)	20	20	20	1	1	1
Tempertura FEED (°C)	214	-18	13	-43	124	182
Component LK	Metà	Etilè	Età	Benzè	Toluè	Estirè
Recuperació LK	0,999	0,995	0,999	0,999	0,999	0,999
Component HK	Etilè	Età	Propilè	Toluè	Estirè	Naftalè
Recuperació HK	0,001	0,01	0,001	0,001	0,001	0,001
Relació de reflux	2,2288894	3,9520891	1,6339642	0,4187174	1,0118797	0,8528506
Num. Etapes (amb reboiler i condensador)	20	53	38	43	33	20
Plat d'alimentació	6	23	16	22	17	10
Fracció de destilat respecte l'alimentació	0,7034854	0,6768515	0,5710345	0,6687385	0,6409381	0,2990391

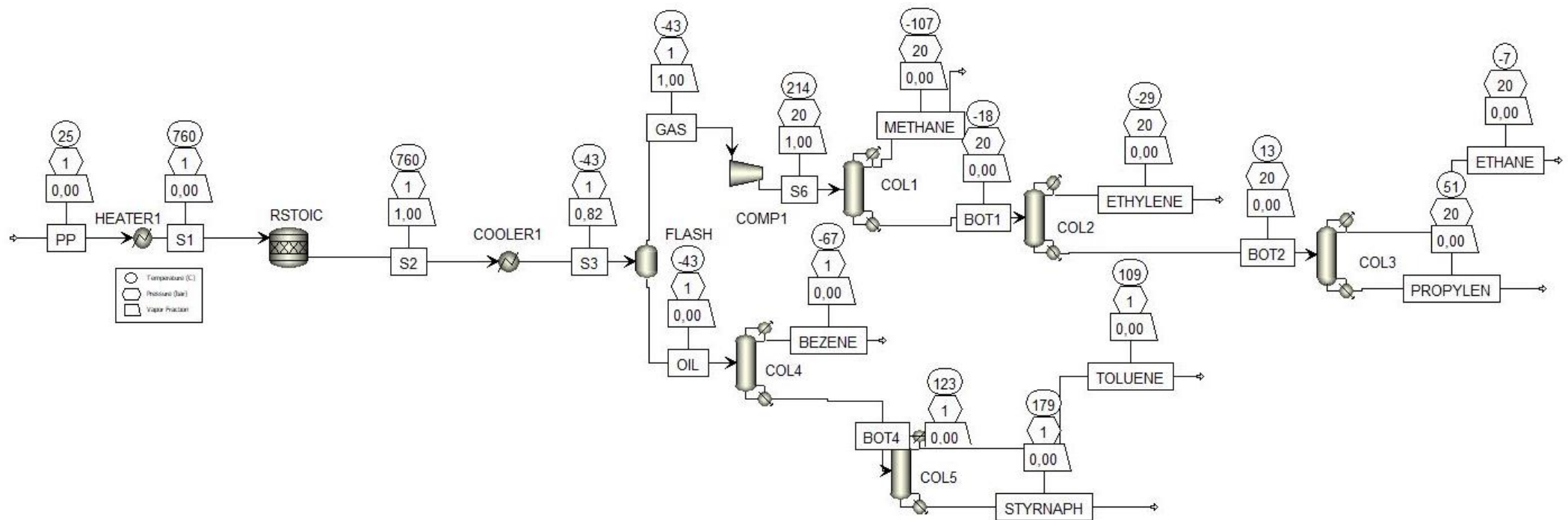
C4. Especificacions RADFRAC

	COL1	COL2	COL3	COL4	COL5	COL6
Pressió (bar)	20	73	20	1	1	1
Tempertura FEED (°C)	214	-18	13	-43	124	182
Relació de reflux	4,95387565	5,29342831	1,64855	0,588049167	0,93349069	1,25141504

Num. Etapes (amb reboiler i condensador)	23	73	38	43	33	20
Plat d'alimentació	7	19	16	22	17	10
Fracció de destilat respecte l'alimentació	0,70368657	0,67873453	0,569609	0,663478562	0,641157981	0,298510524
Tipus de condensador	Total	Total	Total	Total	Total	Total
Tipus de reboiler	Kettle	Kettle	Kettle	Kettle	Kettle	Kettle
Q condensador (cal/s)	-239920,98	-118652,689	-14669,8648	-110942,972	-31609,9524	-6671,66362
Q reboiler (cal/s)	29937,3073	119932,936	15266,9566	128281,551	34048,8753	7787,98602
Temperatura condensador (°C)	-107,259267	-29,0374412	-7,16489169	-67,2180356	108,980884	144,652164
Tempertatura reboiler (°C)	-18,355998	13,2259148	50,5678967	122,573636	179,41965	217,210906

Annex D Flowsheet i balanç energètic i màssic

D1. FLOWSHEET CAS 1



D2. BALANÇ DE MASSA I ENERGIA CAS 1

Stream Name	Units	PP	S1	S2	S3	GAS	OIL	S6	METHANE	BOT1	ETHYLENE	BOT2	ETHANE	PROPYLEN	BEZENE	BOT4	TOLUENE	STYRNAPH
From			HEATER 1	RSTOIC	HEATER 2	FLASH	FLASH	COMP1	COL1	COL1	COL2	COL2	COL3	COL3	COL4	COL4	COL5	COL5
To		HEATER 1	RSTOIC	HEATER 2	FLASH	COMP1	COL4	COL1		COL2		COL3				COL5		COL6
Temperature	C	25	760	760	-40	-43	-43	214131	-107259	-18356	-290374	132259	-716489	505679	-67218	122574	108996	182164
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	20	20	20	20	20	20	20	1	1	1	1
Molar Vapor Fraction		0	0	1	0,821583	1	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Molar Liquid Fraction		1	1	0	0,178417	0	1	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Molar Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Vapor Fraction		0	0	1	0,530996	1	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Liquid Fraction		1	1,00E+00	0	0,469004	0	1	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Molar Enthalpy	cal/mol	-186472	37497,7	9093,22	-7967,02	-11501,2	7902,02	-8862,93	-20444,4	2298,4	9369,42	-12313,3	-23073,6	2207,74	7229,96	14644,2	6612,86	31631,6
Mass Enthalpy	cal/g	-441.018	886.842	288.478	-252,75	-565.691	957.373	-435.926	-1273,82	753.593	334,46	-344.479	-767.153	510.848	995.501	143.456	720.599	261.465
Molar Entropy	cal/mol-K	-796.767	-441.514	16.488	-29.471	-203.686	-720.472	-187.518	-394.759	-373.314	-30.899	-537.609	-591.053	-489.346	-68.219	-679.484	-707.179	-613.881
Mass Entropy	cal/g m-K	-18.844	-104421	0,0523074	-0,934952	-100184	0,872892	-0,922315	-245962	-122401	-1103	-150402	-196514	-11323	-0,939315	-0,66563	-0,770609	-0,507431
Molar	mol/c	0,00202	0,00139	1,16401	6,31347	5,26115	0,01122	0,00049	0,02004	0,01491	0,01562	0,01285	0,01385	0,01104	0,01273	0,00808	0,00852	0,00706

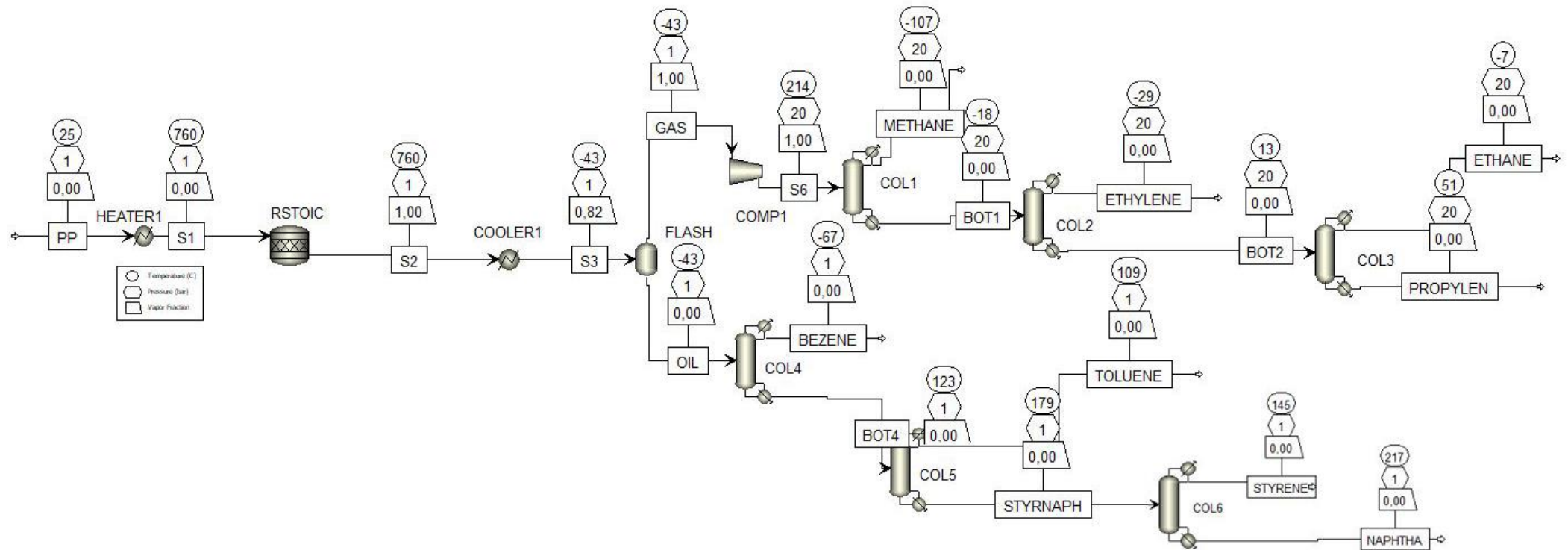


Density	c	979	036				45	7883	43	7		85	16	29	43	236	498	869
Mass Density	gm/c c	0,85824 1	0,58787 4	0,00036 6912	0,00199 009	0,00106 966	0,92645 5	0,01012 26	0,32170 3	0,45495 7	0,43757 3	0,45962 6	0,41661 3	0,47724 3	0,92484 7	0,82505 9	0,78232 8	0,85515 8
Enthalpy Flow	cal/se c	-735030	147.807	480797	-421250	-498727	75157,8	-384323	-623839	29532,3	81681,2	-50868,6	-54205,6	3934,06	45624,5	46872	13693,2	35744,6
Average MW		422822	422.822	315.214	315.214	203.313	825.386	203.313	160.496	304.993	280.136	357.448	300.769	432.172	726.263	102.081	917.689	120.978
Mole Flows	kmol/ hr	141904	141904	190.347	190.347	156.107	342.404	156.107	109,85	462.565	313.843	148.723	84.573	641.498	227.178	115.226	745.452	40.681
PP	kmol/ hr	141904	141904	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
METHANE	kmol/ hr	0	0	110.526	110.526	109.897	0,62817 1	109.897	109.787	0,10989 7	0,10989 7	0	0	0	0,62817 1	0	0	0
ETHYLENE	kmol/ hr	0	0,00E+0 0	319.561	319.561	313.232	0,63291 1	313.232	0,06232 86	312.609	312.453	0,01563 03	0,01563	0	0,63291 1	0	0	0
ETHANE	kmol/ hr	0	0	87697	87697	847197	0,29773	847197	0,00048 2033	847148	0,02908 25	84424	843396	0,00844 248	0,29773	2,39028 E-30	0	0
PROPYLEN	kmol/ hr	0	0	731863	731863	621375	110488	621375	0,00012 355	621375	1,66903 E-07	621375	0,00771 447	620604	110488	3,1045E -26	0	0
BENZENE	kmol/ hr	0	0	204359	204359	0,18874 9	202471	0,18874 9	2,75859 E-21	0,18874 9	1,15728 E-50	0,18874 9	1,45939 E-28	0,18874 9	200447	0,20247 1	0,20247 1	5,01623 E-05
TOLUENE	kmol/ hr	0	0	727448	727448	0,01157 49	726291	0,01157 49	1,09251 E-27	0,01157 49	1,81742 E-62	0,01157 49	3,63202 E-37	0,01157 49	0,00939 205	725352	724626	0,00725 353
STYRENE	kmol/ hr	0	0	121358	121358	0,00016 8749	121341	0,00016 8749	1,04286 E-35	0,00016 8749	9,40642 E-80	0,00016 8749	2,16633 E-49	0,00016 8749	9,91338 E-09	121341	0,00578 445	120762
NAPHTHA	kmol/ hr	0	0	285324	285324	1,23079	285322	1,23079	6,65855 E-44	1,23079	1,1781E -104	1,23079	2,00396 E-69	1,23079	2,59451 E-31	285322	8,98246 E-13	285322
Mole Fractions																		
PP		1	1,00E+0 0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
METHANE		0	0,00E+0 0	0,58065 2	0,58065 2	0,70398 8	0,01834 59	0,70398 8	0,99942 8	0,00237 581	0,00350 166	7,95076 E-20	0	0	0,02765 11	2,28954 E-44	0	0
ETHYLENE		0	0,00E+0 0	0,16788 3	0,16788 3	0,20065 3	0,01848 44	0,20065 3	0,00056 7396	0,67581 6	0,99557 2	0,00105 097	0,00184 811	0,00431 729	0,02785 98	6,18467 E-33	0	0
ETHANE		0	0	0,04607 21	0,04607 21	0,05427 03	0,00869 529	0,05427 03	0,43880 9	0,18314 1	0,00092 6658	0,56766	0,99724	0,00131 606	0,01310 56	2,07443 E-31	0	0

PROPYLEN		0	0	0,03844 89	0,03844 89	0,03980 45	0,03226 84	0,03980 45	1,12471 E-05	0,13433 2	5,31804 E-09	0,41780 7	0,00091 2167	0,96742 8	0,04863 51	2,69426 E-26	0	0
BENZENE		0	0	0,10736 1	0,10736 1	0,00120 91	0,59132 4	0,00120 91	0	0,00408 049	0	0,01269 14	0	0,02942 32	0,88233 5	0,01757 16	0,02716 09	0
TOLUENE		0	0	0,03821 69	0,03821 69	1	0,21211 5	1	0	0,00025 0232	0	0,00077 8283	0	0,00180 435	0,00041 3423	0,62950 2	0,97206 3	0,00178 303
STYRENE		0	0	0,00637 56	0,00637 56	0	0,03543 79	0	0	0	0	1	0	3	0	0,10530 7	0,00077 5965	0,29685 2
NAPHTHA		0	0	0,01498 96	0,01498 96	0	0,08332 92	0	0	0	0	0	0	0	0	0,24761 9	0	0,70136 5
Mass Flows	kg/hr	6000	6.000	6000	6000	3173,85	2826,15	3173,85	1763,06	1410,79	879185	531607	254369	277237	1649,91	1176,24	684093	492152
PP	kg/hr	6000	6.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
METHANE	kg/hr	0	0	1773,13	1773,13	1763,06	100.776	1763,06	1761,29	176.305	176.305	0	0	0	100.776	0	0	0
ETHYLENE	kg/hr	0	0	896,49	896,49	878.734	177.555	878.734	174.855	876.986	876.547	0,43848 9	0,43848 1	1	177.555	0	0	0
ETHANE	kg/hr	0	0	263702	263702	254749	895263	254749	0,01449 46	254734	0,8745	253,86	253606	0,25386 2	895263	7,18749 E-29	0	0
PROPYLEN	kg/hr	0	0	307973	307973	261479	464941	261479	0,05199 05	261479	7,02338 E-06	261479	0,32463	261154	464941	1,30639 E-23	0	0
BENZENE	kg/hr	0	0	1596,32	1596,32	147439	1581,58	147439	2,15484 E-19	147439	9,03996 E-49	147439	1,13998 E-26	147439	1565,76	158158	158158	0,00391 836
TOLUENE	kg/hr	0	0	670275	670275	106651	669208	106651	1,00664 E-25	106651	1,67458 E-60	106651	3,34657 E-35	106651	0,86538 9	668343	667674	0,66834 4
STYRENE	kg/hr	0	0	126396	126396	0,01757 55	126378	0,01757 55	1,08616 E-33	0,01757 55	9,79693 E-78	0,01757 55	2,25627 E-47	0,01757 55	1,03249 E-06	126378	0,60245 9	125776
NAPHTHA	kg/hr	0	0	365709	365709	0,00157 754	365708	0,00157 754	8,53449 E-42	0,00157 754	1,51E- 102	0,00157 754	2,56854 E-67	0,00157 754	3,32547 E-29	365708	1,15131 E-10	365708
Mass Fractions																		
PP		1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
METHANE		0	0,00E+0 0	0,29552 2	0,29552 2	0,55549 5	0,00356 584	0,55549 5	0,999	0,00124 969	0,00200 532	3,56841 E-20	0	0	0,00610 798	3,59816 E-45	0	0
ETHYLENE		0	0,00E+0 0	0,14941 5	0,14941 5	0,27686 7	0,00628 258	0,27686 7	0,00099 1773	0,62162 7	0,997	0,00082 4837	0,00172 38	0,00028 025	0,01076 15	1,69966 E-33	0	0
ETHANE		0	0	0,04395	0,04395	0,08026	0,00316	0,08026	1	0,18056	0,00099	0,47753	0,997	0,00091	0,00542	0	0	0

				03	03	5	778	5		1	4671	3		5686	614			
PROPYLEN		0	0	0,0513288	0,0513288	0,0823854	0,0164514	0,0823854	2,94888E-05	0,185342	7,98851E-09	0,491865	0,00127622	0,941987	0,0281798	1,11065E-26	0	0
BENZENE		0	0	0,266054	0,266054	0,00464544	0,559622	0,00464544	1,22222E-22	0,0104508	1,02822E-51	0,0277346	4,48162E-29	0,0531815	0,949	0,013446	0,0231193	7,96168E-06
TOLUENE		0	0	0,111712	0,111712	0,000336031	0,236791	0,000336031	5,70964E-29	0,000755968	1,9047E-64	0,00200621	1,31563E-37	0,00384693	0,000524507	0,568201	0,976	0,001358
STYRENE		0	0	0,021066	0,021066	0,553759	0,0447175	0,553759	6,16065E-37	1,24579	1,11432E-80	0,33061	8,87006E-50	0,63395	6,25789E-10	0,107442	0,000880668	0,255563
NAPHTHA		0	0	0,0609515	0,0609515	0,0497044	0,129401	0,0497044	4,84074E-45	0,011182	1,7175E-105	0,029675	1,00977E-69	0,569022	2,01555E-32	0,310911	1,68298E-13	0,743079
Volume Flow	l/min	116517	170104	272545	50249	49452,7	508417	5225,68	913397	516822	334872	192768	101761	968191	29733	237608	145739	959183
Lower heating value(mass basis) at 0C, reference 0C, for a petroleum mixture	MJ/kg	15,01075109	15,01075109	45,28202521	45,28202521	48,64750731	41,50249425	48,64750731	50,0396441	46,90776339	47,17839492	46,46018592	47,5241632	45,4839719	40,89258798	42,35800407	40,93566185	44,33506421

D3. FLOWSHEET CAS 2



D4. BALANÇ DE MASSA I ENERGIA CAS 2

Stream Name	Units	PP	S1	S2	S3	GAS	OIL	S6	METHANE	BOT1	ETHYLENE	BOT2	ETHANE	PROPYLENE	BEZENE	BOT4	TOLUENE	STYRNAPH	STYRENE	NAPHTHA
From			HEATER1	RSTOIC	HEATER2	FLASH	FLASH	COMP1	COL1	COL1	COL2	COL2	COL3	COL3	COL4	COL4	COL5	COL5	COL6	COL6
To		HEATER1	RSTOIC	HEATER2	FLASH	COMP1	COL4	COL1		COL2		COL3				COL5		COL6		
Temperature	C	25	760	760	-40	-43	-43	214131	107259	-18356	-290374	132259	-716489	505679	-67218	122574	108996	182164	144652	217211
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	20	20	20	20	20	20	20	1	1	1	1	1	1
Molar Vapor Fraction		0	0	1	0,821583	1	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Molar Liquid Fraction		1	1	0	0,178417	0	1	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Molar Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Vapor Fraction		0	0	1	0,530996	1	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Liquid Fraction		1	1,00E+00	0	0,469004	0	1	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Molar Enthalpy	cal/mol	-186472	37497,7	9093,22	7967,02	11501,2	7902,02	8862,93	-20444,4	2298,4	9369,42	12313,3	-23073,6	2207,74	7229,96	14644,2	6612,86	31631,6	30350,8	33584,9
Mass Enthalpy	cal/g	441.018	886.842	288.478	-252,75	565.691	957.373	435.926	1273,82	753.593	334,46	344.479	767.153	510.848	995.501	143.456	720.599	261.465	291.572	262.048
Molar Entropy	cal/mol-	-796.76	-441.51	16.488	-29.471	-203.68	-720.47	-187.51	-394.75	-373.31	-30.899	-537.60	-591.05	-489.34	-68.219	-679.48	-707.17	-613.88	-628.19	-596.81

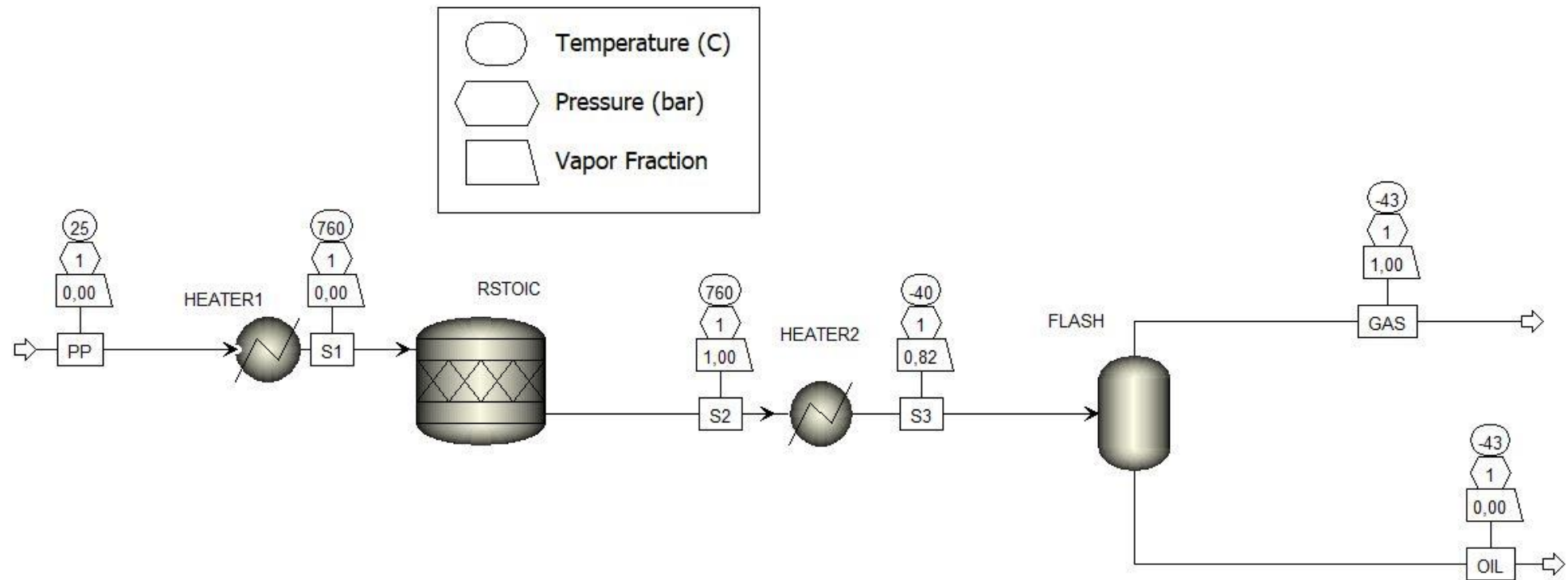
	K	7	4			6	2	8	9	4		9	3	6		4	9	1	4	2
Mass Entropy	cal/g m-K	- 18.844	- 10442 1	0,0523 074	- 0,9349 52	- 10018 4	- 0,8728 92	- 0,9223 15	- 24596 2	- 12240 1	-1103	- 15040 2	- 19651 4	-11323	- 0,9393 15	- 0,6656 3	- 0,7706 09	- 0,5074 31	- 0,6034 89	- 0,4656 65
Molar Density	mol/ cc	0,0020 2979	0,0013 9036	1,1640 1	6,3134 7	5,2611 5	0,0112 245	0,0004 97883	0,0200 443	0,0149 17	0,0156 2	0,0128 585	0,0138 516	0,0110 429	0,0127 343	0,0080 8236	0,0085 2498	0,0070 6869	0,0075 615	0,0067 1913
Mass Density	gm/c c	0,8582 41	0,5878 74	0,0003 66912	0,0019 9009	0,0010 6966	0,9264 55	0,0101 226	0,3217 03	0,4549 57	0,4375 73	0,4596 26	0,4166 13	0,4772 43	0,9248 47	0,8250 59	0,7823 28	0,8551 58	0,7871 05	0,8611 46
Enthalpy Flow	cal/s ec	- 73503 0	- 147.80 7	48079 7	- 42125 0	- 49872 7	75157, 8	38432 3	- 62383 9	29532, 3	81681, 2	50868, 6	54205, 6	3934,0 6	45624, 5	46872	13693, 2	35744, 6	10238, 1	26622, 9
Average MW		42282 2	422.82 2	315.21 4	315.21 4	203.31 3	825.38 6	203.31 3	160.49 6	304.99 3	280.13 6	357.44 8	300.76 9	432.17 2	726.26 3	102.08 1	917.68 9	120.97 8	104.09 4	128.16 3
Mole Flows	kmol /hr	14190 4	14190 4	190.34 7	190.34 7	156.10 7	342.40 4	156.10 7	109,85	462.56 5	313.84 3	148.72 3	84.573	641.49 8	227.17 8	115.22 6	745.45 2	40.681	121.43 7	285.37 3
PP	kmol /hr	14190 4	14190 4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
METHANE	kmol /hr	0	0	110.52 6	110.52 6	109.89 7	0,6281 71	109.89 7	109.78 7	0,1098 97	0,1098 97	0	0	0	0,6281 71	0	0	0	0	0
ETHYLENE	kmol /hr	0	0,00E+ 00	319.56 1	319.56 1	313.23 2	0,6329 11	313.23 2	0,0623 286	312.60 9	312.45 3	0,0156 303	0,0156 3	0	0,6329 11	0	0	0	0	0
ETHANE	kmol /hr	0	0	87697	87697	84719 7	0,2977 3	84719 7	0,0004 82033	84714 8	0,0290 825	84424	84339 6	0,0084 4248	0,2977 3	2,3902 8E-30	0	0	0	0
PROPYLEN	kmol /hr	0	0	73186 3	73186 3	62137 5	11048 8	62137 5	0,0001 2355	62137 5	1,6690 3E-07	62137 5	0,0077 1447	62060 4	11048 8	3,1045 E-26	0	0	0	0
BENZENE	kmol /hr	0	0	20435 9	20435 9	0,1887 49	20247 1	0,1887 49	2,7585 9E-21	0,1887 49	1,1572 8E-50	0,1887 49	1,4593 9E-28	0,1887 49	20044 7	0,2024 71	0,2024 71	5,0162 3E-05	5,0162 3E-05	7,4783 3E-14
TOLUENE	kmol /hr	0	0	72744 8	72744 8	0,0115 749	72629 1	0,0115 749	1,0925 1E-27	0,0115 749	1,8174 2E-62	0,0115 749	3,6320 2E-37	0,0115 749	0,0093 9205	72535 2	72462 6	0,0072 5353	0,0072 5353	0,0004 64094
STYRENE	kmol /hr	0	0	12135 8	12135 8	0,0001 68749	12134 1	0,0001 68749	1,0428 6E-35	0,0001 68749	9,4064 2E-80	0,0001 68749	2,1663 3E-49	0,0001 68749	9,9133 8E-09	12134 1	0,0057 8445	12076 2	12064 2	0,0012 0764
NAPHTHA	kmol /hr	0	0	28532 4	28532 4	1,2307 9	28532 2	1,2307 9	6,6585 5E-44	1,2307 9	1,1781 E-104	1,2307 9	2,0039 6E-69	1,2307 9	2,5945 1E-31	28532 2	8,9824 6E-13	28532 2	0,0007 03029	28525 2
Mole Fractions																				
PP		1	1,00E+	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0



			00																	
METHANE		0	0,00E+00	0,580652	0,580652	0,703988	0,0183459	0,703988	0,999428	0,00237581	0,00350166	7,95076E-20	0	0	0,0276511	2,28954E-44	0	0	0	0
ETHYLENE		0	0,00E+00	0,167883	0,167883	0,200653	0,0184844	0,200653	0,000567396	0,675816	0,995572	0,00105097	0,00184811	0,00431729	0,0278598	6,18467E-33	0	0	0	0
ETHANE		0	0	0,0460721	0,0460721	0,0542703	0,00869529	0,0542703	0,438809	0,183141	0,000926658	0,56766	0,99724	0,00131606	0,0131056	2,07443E-31	0	0	0	0
PROPYLEN		0	0	0,0384489	0,0384489	0,0398045	0,0322684	0,0398045	1,12471E-05	0,134332	5,31804E-09	0,417807	0,000912167	0,967428	0,0486351	2,69426E-26	0	0	0	0
BENZENE		0	0	0,107361	0,107361	0,0012091	0,591324	0,0012091	0	0,00408049	0	0,0126914	0	0,0294232	0,882335	0,0175716	0,0271609	0	0	0
TOLUENE		0	0	0,0382169	0,0382169	1	0,212115	1	0	0,000250232	0	0,000778283	0	0,00180435	0,000413423	0,629502	0,972063	0,00178303	0,00597306	0
STYRENE		0	0	0,0063756	0,0063756	0	0,0354379	0	0	0	0	1	0	3	0	0,105307	0,000775965	0,296852	0,993448	0,00042318
NAPHTHA		0	0	0,0149896	0,0149896	0	0,0833292	0	0	0	0	0	0	0	0	0,247619	0	0,701365	0,000578923	0,999577
Mass Flows	kg/hr	6000	6.000	6000	6000	3173,85	2826,15	3173,85	1763,06	1410,79	879185	531607	254369	277237	1649,91	1176,24	684093	492152	126409	365743
PP	kg/hr	6000	6.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
METHANE	kg/hr	0	0	1773,13	1773,13	1763,06	100,776	1763,06	1761,29	176,305	176,305	0	0	0	100,776	0	0	0	0	0
ETHYLENE	kg/hr	0	0	896,49	896,49	878,734	177,555	878,734	174,855	876,986	876,547	0,438489	0,438481	1	177,555	0	0	0	0	0
ETHANE	kg/hr	0	0	263702	263702	254749	895263	254749	0,0144946	254734	0,8745	253,866	0,253862	895263	7,18749E-29	0	0	0	0	0
PROPYLEN	kg/hr	0	0	307973	307973	261479	464941	261479	0,0519905	261479	7,02338E-06	261479	0,32463	261154	464941	1,30639E-23	0	0	0	0
BENZENE	kg/hr	0	0	1596,32	1596,32	147439	1581,58	147439	2,15484E-19	147439	9,03996E-49	147439	1,13998E-26	147439	1565,76	158158	158158	0,00391836	0,00391836	5,8416E-13
TOLUENE	kg/hr	0	0	670275	670275	106651	669208	106651	1,00664E-25	106651	1,67458E-60	106651	3,34657E-35	106651	0,865389	668343	667674	0,668344	0,668344	0,0427619
STYRENE	kg/hr	0	0	126396	126396	0,0175755	126378	0,0175755	1,08616E-33	0,0175755	9,79693E-78	0,0175755	2,25627E-47	0,0175755	1,03249E-06	126378	0,602459	125776	125,6578	0,125778
NAPHTHA	kg/hr	0	0	365709	365709	0,00157754	365708	0,00157754	8,53449E-42	0,00157754	1,51E-102	0,00157754	2,56854E-67	0,00157754	3,32547E-29	365708	1,15131E-10	365708	0,0901097	365618

Mass Fractions																					
PP		1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
METHANE		0	0,00E+00	0,295522	0,295522	0,555495	0,00356584	0,555495	0,999	0,00124969	0,00200532	3,56841E-20	0	0	0,00610798	3,59816E-45	0	0	0	0	0
ETHYLENE		0	0,00E+00	0,149415	0,149415	0,276867	0,00628258	0,276867	0,000991773	0,621627	0,997	0,000824837	0,0017238	0,00028025	0,0107615	1,69966E-33	0	0	0	0	0
ETHANE		0	0	0,0439503	0,0439503	0,080265	0,00316778	0,080265	1	0,180561	0,000994671	0,477533	0,997	0,000915686	0,00542614	0	0	0	0	0	0
PROPYLEN		0	0	0,0513288	0,0513288	0,0823854	0,0164514	0,0823854	2,94888E-05	0,185342	7,98851E-09	0,491865	0,00127622	0,941987	0,0281798	1,11065E-26	0	0	0	0	0
BENZENE		0	0	0,266054	0,266054	0,00464544	0,559622	0,00464544	1,22222E-22	0,0104508	1,02822E-51	0,0277346	4,48162E-29	0,0531815	0,949	0,013446	0,0231193	7,96168E-06	3,09976E-05	1,59719E-14	
TOLUENE		0	0	0,111712	0,111712	0,000336031	0,236791	0,000336031	5,70964E-29	0,000755968	1,9047E-64	0,00200621	1,31563E-37	0,00384693	0,000524507	0,568201	0,976	0,001358	0,00528717	0,00016918	
STYRENE		0	0	0,021066	0,021066	0,553759	0,0447175	0,553759	6,16065E-37	1,24579	1,11432E-80	0,33061	8,87006E-50	0,63395	6,25789E-10	0,107442	0,000880668	0,255563	0,994	0,000343896	
NAPHTHA		0	0	0,0609515	0,0609515	0,0497044	0,129401	0,0497044	4,84074E-45	0,011182	1,7175E-105	0,029675	1,00977E-69	0,569022	2,01555E-32	0,310911	1,68298E-13	0,743079	0,000712845	0,999656	
Volume Flow	l/min	116517	170104	272545	50249	49452,7	508417	5225,68	913397	516822	334872	192768	101761	968191	29733	237608	145739	959183	267666	707862	
Lower heating value(mass basis) at 0C, reference 0C, for a petroleum mixture	MJ/kg	15,01075109	15,01075109	45,28202521	45,28202521	48,64750731	41,50249425	48,64750731	50,0396441	46,90776339	47,17839492	46,46018592	47,5241632	45,4839719	40,89258798	42,35800407	40,93566185	44,33506421	43,21715127	44,72143823	

D5. FLOWSHEET CAS 3



D6. BALANÇ DE MASSA I ENERGIA CAS 3

Stream Name	Units	PP	S1	S2	S3	GAS	OIL
From			HEATER1	RSTOIC	HEATER2	FLASH	FLASH
To		HEATER1	RSTOIC	HEATER2	FLASH	COMP1	COL4
Temperature	C	25,00	760,00	760,00	-40,00	-43,00	-43,00
Pressure	bar	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Molar Vapor Fraction		0,00	0,00	1,00	0,821583	1,00	0,00
Molar Liquid Fraction		1,00	1,00	0,00	0,178417	0,00	1,00
Molar Solid Fraction		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Mass Vapor Fraction		0,00	0,00	1,00	0,530996	1,00	0,00
Mass Liquid Fraction		1,00	1,00	0,00	0,469004	0,00	1,00
Mass Solid Fraction		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Enthalpy	cal/mol	-186472,00	37497,7	9093,22	-7967,02	-11501,2	7902,02
Mass Enthalpy	cal/gm	-441018,00	886842,00	288478,00	-252,75	-565691,00	957373,00
Molar Entropy	cal/mol-K	-796767,00	-441514,00	16488,00	-29471,00	-203686,00	-720472,00
Mass Entropy	cal/gm-K	-18844,00	-104421,00	0,0523074	-0,934952	-100184,00	-0,872892
Molar Density	mol/cc	0,00202979	0,00139036	1,16	6,31	5,26	0,0112245
Mass Density	gm/cc	0,858241	0,587874	0,000366912	0,00199009	0,00106966	0,926455
Enthalpy Flow	cal/sec	-735030,00	147807,00	480797,00	-421250,00	-498727,00	75157,8
Average MW		422822,00	422822,00	315214,00	315214,00	203313,00	825386,00
Mole Flows	kmol/hr	141904,00	141904,00	190347,00	190347,00	156107,00	342404,00
PP	kmol/hr	141904,00	141904,00	0,00	0,00	0,00	0,00
METHANE	kmol/hr	0,00	0,00	110526,00	110526,00	109897,00	0,628171
ETHYLENE	kmol/hr	0,00	0,00	319561,00	319561,00	313232,00	0,632911
ETHANE	kmol/hr	0,00	0,00	87697,00	87697,00	847197,00	0,29773
PROPYLEN	kmol/hr	0,00	0,00	731863,00	731863,00	621375,00	110488,00

BENZENE	kmol/hr	0,00	0,00	204359,00	204359,00	0,188749	202471,00
TOLUENE	kmol/hr	0,00	0,00	727448,00	727448,00	0,0115749	726291,00
STYRENE	kmol/hr	0,00	0,00	121358,00	121358,00	0,000168749	121341,00
NAPHTHA	kmol/hr	0	0	285324	285324	1,23079	285322
Mole Fractions							
PP		1	1,00E+00	0	0	0	0
METHANE		0	0,00E+00	0,580652	0,580652	0,703988	0,0183459
ETHYLENE		0	0,00E+00	0,167883	0,167883	0,200653	0,0184844
ETHANE		0	0	0,0460721	0,0460721	0,0542703	0,00869529
PROPYLEN		0	0	0,0384489	0,0384489	0,0398045	0,0322684
BENZENE		0	0	0,107361	0,107361	0,0012091	0,591324
TOLUENE		0	0	0,0382169	0,0382169	1	0,212115
STYRENE		0	0	0,0063756	0,0063756	0	0,0354379
NAPHTHA		0	0	0,0149896	0,0149896	0	0,0833292
Mass Flows	kg/hr	6000	6.000	6000,00	6000,00	3173,85	2826,15
PP	kg/hr	6000	6.000	0,00	0,00	0,00	0,00
METHANE	kg/hr	0	0	1773,13	1773,13	1763,06	100776,00
ETHYLENE	kg/hr	0	0	896,49	896,49	878734,00	177555,00
ETHANE	kg/hr	0	0	263702,00	263702,00	254749,00	895263,00
PROPYLEN	kg/hr	0	0	307973,00	307973,00	261479,00	464941,00
BENZENE	kg/hr	0	0	1596,32	1596,32	147439,00	1581,58
TOLUENE	kg/hr	0	0	670275,00	670275,00	106651,00	669208,00
STYRENE	kg/hr	0	0	126396,00	126396,00	0,0175755	126378,00
NAPHTHA	kg/hr	0	0	365709,00	365709,00	0,00157754	365708,00
Mass Fractions							
PP		1	1	0	0	0	0
METHANE		0	0,00E+00	0,295522	0,295522	0,555495	0,00356584
ETHYLENE		0	0,00E+00	0,149415	0,149415	0,276867	0,00628258

ETHANE		0	0	0,0439503	0,0439503	0,080265	0,00316778
PROPYLEN		0	0	0,0513288	0,0513288	0,0823854	0,0164514
BENZENE		0	0	0,266054	0,266054	0,00464544	0,559622
TOLUENE		0	0	0,111712	0,111712	0,000336031	0,236791
STYRENE		0	0	0,021066	0,021066	0,553759	0,0447175
NAPHTHA		0	0	0,0609515	0,0609515	0,0497044	0,129401
Volume Flow	l/min	116517	170104	272545	50249	49452,7	508417
Lower heating value(mass basis) at 0C, reference 0C, for a petroleum mixture	MJ/kg	15,01075109	15,01075109	45,28202521	45,28202521	48,64750731	41,50249425

Annex E Estimació de cost d'equipament

E1. Factor de correlació i factors de Hand, càlcul preu d'equipament i instal·lació

	Nom	Tipus d'equip	S _{min}	S _{màx}	a	b	n	Unitats	F	S value	C _e	C
Unitat de piròlisi	FURNANCE	Cylindrical	0,2	60	80000	109000	0,8	duty, MW	2,5	3,69	390.030,45	975.076,13
Unitat FLASH	COOLER	U-tube shell and tube	10	1000	28000	54	1,2	area, m2	3,5	45,94	33.333,39	116.666,85
	FLASH	Vertical, cs	160	250000	11600	34	0,85	shell mass, kg	4	706,26	20.576,35	82.305,42
Compressor	COMPRESOR	Centrifugal	75	30000	580000	20000	0,6	drive power, kW	2,5	478,99	1.391.379,15	3.478.447,88
Columna 1	TOWER	Vertical, cs	160	250000	11600	34	0,85	shell mass, kg	4	4998,79	58.971,18	235.884,73
	TRAY	Sieve trays	0,5	5	130	440	1,8	diameter, m	2,5	1,08	635,53	1.588,83
	COND	U-tube shell and tube	10	1000	28000	54	1,2	area, m2	3,5	-	-	-
	REB	U-tube Kettle reboiler	10	500	29000	400	0,9	area, m2	3,5	10,00	32.177,31	112.620,60
	PUMP	Single stage centrifugal	0,2	126	8000	240	0,9	flow, liters/s	4	10,00	9.906,39	39.625,55
Columna 2	TOWER	Vertical, cs	160	250000	11600	34	0,85	shell mass, kg	4	5180,65	60.432,09	241.728,37
	TRAY	Sieve trays	0,5	5	130	440	1,8	diameter, m	2,5	0,62	314,62	786,55
	COND	U-tube shell and tube	10	1000	28000	54	1,2	area, m2	3,5	13,44	29.220,32	102.271,11
	REB	U-tube Kettle reboiler	10	500	29000	400	0,9	area, m2	3,5	10,00	32.177,31	112.620,60
	PUMP	Single stage centrifugal	0,2	126	8000	240	0,9	flow, liters/s	4	4,37	8.905,74	35.622,95
Columna 3	TOWER	Vertical, cs	160	250000	11600	34	0,85	shell mass, kg	4	1596,77	29.557,09	118.228,37
	TRAY	Sieve trays	0,5	5	130	440	1,8	diameter, m	2,5	0,50	256,36	640,89
	COND	U-tube shell and tube	10	1000	28000	54	1,2	area, m2	3,5	10,00	28.855,84	100.995,45
	REB	U-tube Kettle reboiler	10	500	29000	400	0,9	area, m2	3,5	10,00	32.177,31	112.620,60
	PUMP	Single stage centrifugal	0,2	126	8000	240	0,9	flow, liters/s	4	0,50	8.127,66	32.510,64
Columna 4	TOWER	Vertical, cs	160	250000	11600	34	0,85	shell mass, kg	4	3109,94	43.245,92	172.983,67
	TRAY	Sieve trays	0,5	5	130	440	1,8	diameter, m	2,5	0,92	508,23	1.270,59

Columna 5	COND	U-tube shell and tube	10	1000	28000	54	1,2	area, m2	3,5	13,40	29.216,24	102.256,85
	REB	U-tube Kettle reboiler	10	500	29000	400	0,9	area, m2	3,5	18,88	34.630,20	121.205,71
	PUMP	Single stage centrifugal	0,2	126	8000	240	0,9	flow, liters/s	4	0,87	8.210,83	32.843,30
	TOWER	Vertical, cs	160	250000	11600	34	0,85	shell mass, kg	4	1216,00	25.845,30	103.381,19
	TRAY	Sieve trays	0,5	5	130	440	1,8	diameter, m	2,5	0,50	256,36	640,89
Columna 6	COND	U-tube shell and tube	10	1000	28000	54	1,2	area, m2	3,5	10,00	28.855,84	100.995,45
	REB	U-tube Kettle reboiler	10	500	29000	400	0,9	area, m2	3,5	18,23	34.455,39	120.593,86
	PUMP	Single stage centrifugal	0,2	126	8000	240	0,9	flow, liters/s	4	0,51	8.131,43	32.525,73
	TOWER	Vertical, cs	160	250000	11600	34	0,85	shell mass, kg	4	1216,00	20576,33	82305,32
	TRAY	Sieve trays	0,5	5	130	440	1,8	diameter, m	2,5	1,07	626,99	1567,46
	COND	U-tube shell and tube	10	1000	28000	54	1,2	area, m2	3,5	10,00	28855,84	100995,45
	REB	U-tube Kettle reboiler	10	500	29000	400	0,9	area, m2	3,5	10,00	32177,31	112620,60
	PUMP	Single stage centrifugal	0,2	126	8000	240	0,9	flow, liters/s	4	0,2	9900,78	39603,13

E2. Especificacions dels equipaments pel càlcul

	Magnitud	Unitat	Especificació
Forn	Càrrega tèrmica	MW	3,69
Cooler	Càrrega tèrmica	kW	-3776,69
	Àrea de transferència calorífica	m2	45,94
Flash	Material del tanc	-	CS
	Volum	L	3405,52
	Diàmetre del tanc	m	1,07
	Altura tangent a tanget del tanc	m	3,81
Compressor	Altura tangent a tanget del tanc	m	3,81
	Driver type	-	MOTOR
	Driver power	MW	478,99

	Magnitud	Unitat	Columna 1	Columna 2	Columna 3	Columna 4	Columna 5	Columna 6
Torre	Tipus de plats	-	SIEVE	SIEVE	SIEVE	SIEVE	SIEVE	SIEVE
	Material del tanc	-	CS	CS	CS	CS	CS	CS
	Diàmetre del tanc	m	1,07	0,61	0,46	0,91	0,46	0,46
	Altura tangent a tanget del tanc	m	14,02	44,50	24,38	27,43	21,34	21,34
	Num. de plats	-	21,00	71,00	38,00	43,00	33,00	33,00
	Altura entre plats	m	0,61	0,61	0,61	0,61	0,61	0,61
Condensador	Càrrega tèrmica	kW	-	-496,78	-61,42	-464,49	-132,34	-132,34
	Àrea de transferència calorífica	m ²	-	13,44	5,84	13,40	2,03	2,03
Reboiler	Càrrega tèrmica	kW	125,33	502,14	63,92	537,09	142,56	142,56
	Àrea de transferència calorífica	m ²	0,86	4,06	0,70	18,88	18,23	18,23
Bomba de reflux	Liquid flow rate	l/s	9,97	4,37	0,50	0,87	0,51	0,87

E3. Càlcul de les especificacions

	P (bar)	Pseg (Pa)	Allowance stress (Pa)	Weld efficiency	Di (m)	T (m)	De (m)	H (m)	T (m)	Volum (m ³)	Material	Density (kg/m ³)	Mass (kg)
Flash	1	1,10E+05	8,90E+07	1	1,067	0,00	1,074	3,81	7,00E-03	3,45	CS	7850	706,26
Columna 1	20	2,20E+06	8,90E+07	1	1,067	0,01	1,080	14,02	1,34E-02	12,85	CS	7850	4998,79
Columna 2	20	2,20E+06	8,90E+07	1	0,610	0,01	0,617	44,50	7,65E-03	13,32	CS	7850	5180,65
Columna 3	20	2,20E+06	8,90E+07	1	0,457	0,01	0,463	24,38	5,74E-03	4,10	CS	7850	1596,77
Columna 4	1	1,10E+05	8,90E+07	1	0,914	0,00	0,919	27,43	5,00E-03	18,21	CS	7850	3109,94
Columna 5	1	1,10E+05	8,90E+07	1	0,457	0,00	0,462	21,34	5,00E-03	3,58	CS	7850	1216,00
Columna 6	1	1,10E+05	8,90E+07	1	0,457	0,00	0,462	21,34	5,00E-03	3,58	CS	7850	1216,00

Annex F Estimació de cost d'operació

F1. Cost del serveis

SERVEIS CAS 1

	Servei	Quantitat	Unitat	Preu	Unitat	Cost (€/h)
Furnance	Gas natural	3.696,26	kW	0,0200	€/kWh	73,93
Flash	Propilè	34.172,71	kg/h	0,0001	€/kg	4,65
Tren de columnes	Electricitat	529,54	KW	0,0775	€/kW	41,04
	Aigua	10,24666	M3/H	0,0317	€/m3	0,32
	Età	3,47	TON/H	0,0360	€/ton	0,12
	Frenon-12	12,19	TON/H	0,1700	€/ton	2,07
	Vapor @690KPA	1,86	TON/H	17,9100	€/ton	33,39
	Vapor @1135KPA	0,26	TON/H	21,4800	€/ton	5,52
Funcionament general	Electricitat	36,32	KW	0,0775	€/kW	2,81

SERVEIS CAS 2

	Servei	Quantitat	Unitat	Preu	Unitat	Cost (€/h)
Furnance	Gas natural	3.696,26	kW	0,0200	€/kWh	73,93
Flash	Propilè	34.172,71	kg/h	0,0001	€/kg	4,65
Tren de columnes	Electricitat	529,54	KW	0,082815577	€/kW	43,85
	Aigua	12,34	M3/H	0,0317	€/m3	0,39
	Età	3,47	TON/H	0,0360	€/ton	0,12
	Frenon-12	12,19	TON/H	0,1700	€/ton	2,07

	Vapor @690KPA	1,96	TON/H	17,9100	€/ton	35,05
	Vapor @1135KPA	0,26	TON/H	21,4800	€/ton	5,51
	Vapor @2760KPA	0,06	TON/H	25,7700	€/ton	1,67
Funcionament general	Electricitat	36,32	KW	0,0775	€/kW	2,81

SERVEIS CAS 3

	Servei	Quantitat	Unitat	Preu	Unitat	Cost (€/h)
Furnance	Gas natural	3.696,26	kW	0,0200	€/kWh	73,93
Flash	Propilè	34.172,71	kg/h	0,0001	€/kg	4,65
Funcionament general	Electricitat	36,32	KW	0,0775	€/kW	2,81

Annex G Estimació d'ingressos

G1. Preu i LHV dels combustibles tradicionals

Preu combustible gas (€/kJ)	0,27
Preu combustible benzina 95 (€/kJ)	0,71
LHV gas natural (kJ/kg)	4,71E+04
LHV benzina 95 (kJ/kg)	4,34E+04

G2. Guanys CAS 1, CAS 2 i CAS 3

GUANYS CAS 1

	Quantitat (kg/h)	Entalpia màssica (kJ/kg)	Preu (€/kg)	Guany (€/h)
Metà	1763,06	-	0,2914	513,83
Etilè	879,18	-	0,8282	728,13
Età	254,37	-	0,2784	70,83
Propilè	277,24	-	0,8492	235,42
Benzè	1649,91	-	0,7234	1193,47
Toluè	677,93	-	0,6290	426,42
Combustible stire-naftalè	498,31	44290,00	0,2580	128,54

GUANYS CAS 2

	Quantitat (kg/h)	Preu (€/kg)	Benefici
Metà	1763,06	0,2914	513,83
Etilè	879,18	0,8282	728,13
Età	254,37	0,2784	70,83
Propilè	277,24	0,8492	235,42
Benzè	1649,91	0,7234	1193,47
Toluè	677,93	0,6290	426,42
Estirè	126,41	1,1427	144,45
Naftalè	365,74	0,4718	172,54

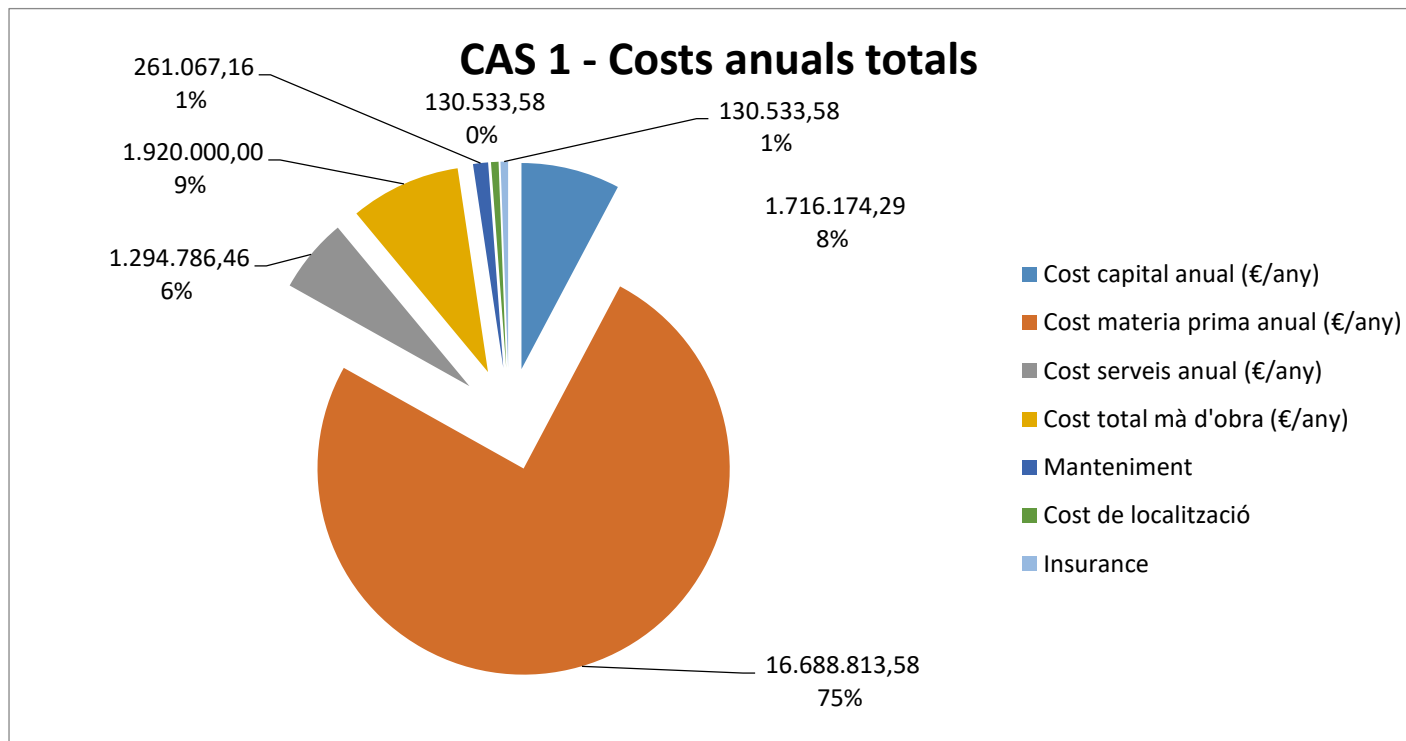
GUANYS CAS 3

	Quantitat (kg/h)	LHV (kJ/kg)	Preu (€/kg)	Guany (€/h)
Gas	3173,848094	48647,50	0,2833	899,25
Oil	2826,151993	41502,50	0,6790	1.918,84

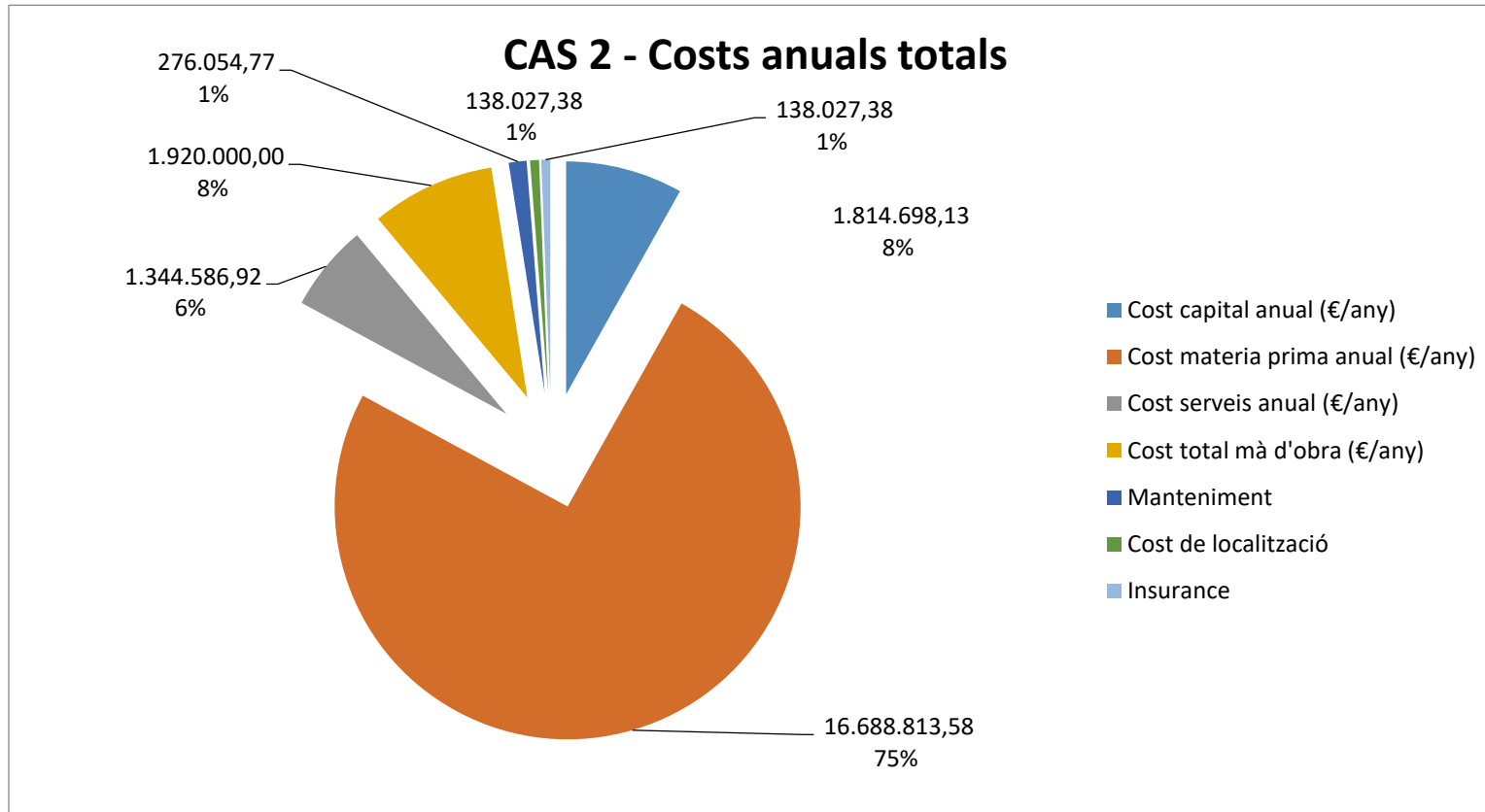
	CAS 1	CAS 2	CAS 3
Guany horari (€/h)	3.296,64	3.485,09	2.818,08

Annex H Gràfics anàlisi econòmic

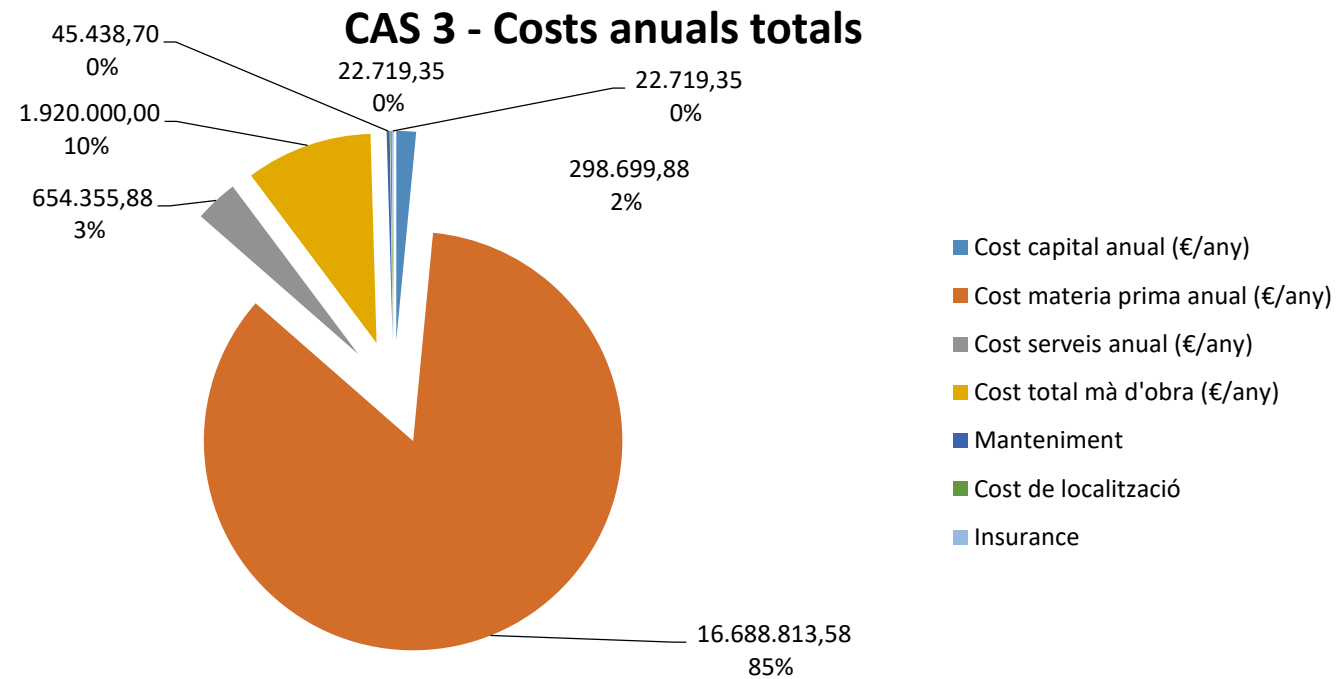
H1. CAS 1



H2. CAS 2

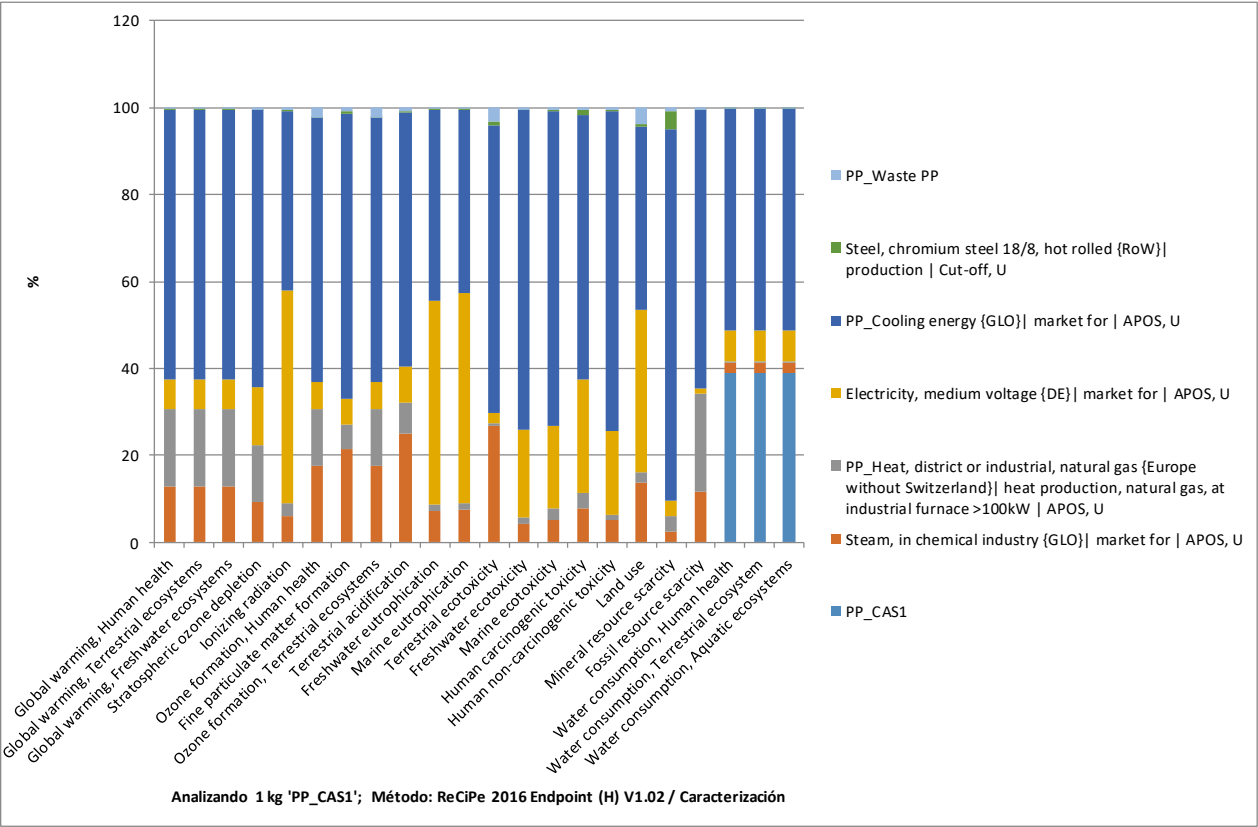


H3. CAS 3

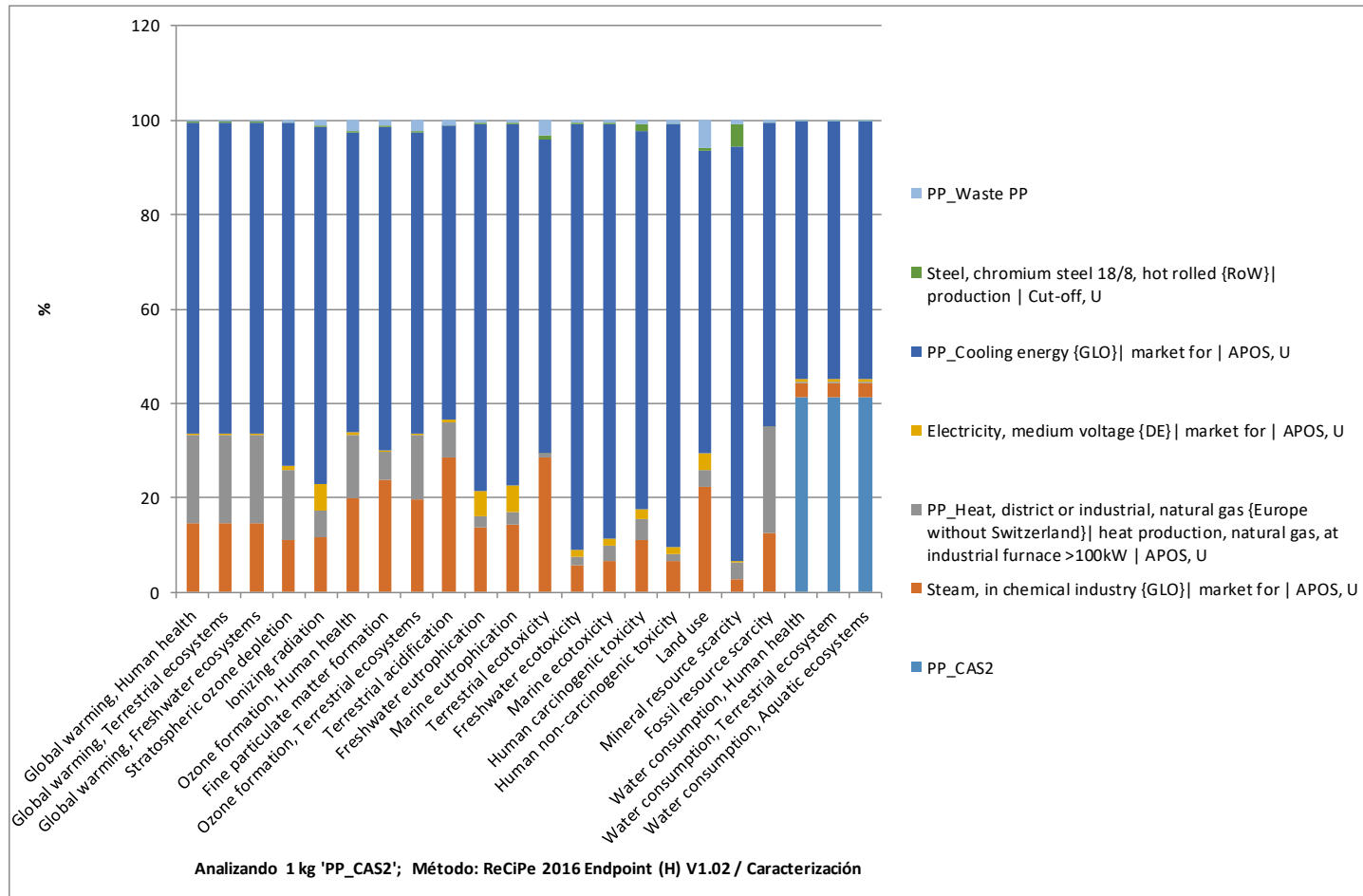


Annex I Gràfics anàlisi ambiental

I1. CAS 1



12. CAS 2



13. CAS 3

